

(19)



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets



(11) Veröffentlichungsnummer: **0 566 056 A1**

(12)

EUROPÄISCHE PATENTANMELDUNG

(21) Anmeldenummer: 93105946.3

(51) Int. Cl.⁵: C02F 3/28

(22) Anmeldetag: 13.04.93

(30) Priorität: 16.04.92 DE 4212869
06.08.92 DE 4226087

(43) Veröffentlichungstag der Anmeldung:
20.10.93 Patentblatt 93/42

(84) Benannte Vertragsstaaten:
AT BE CH DE DK ES FR GB GR IE IT LI NL PT
SE

(71) Anmelder: REA GESELLSCHAFT FÜR
RECYCLING VON ENERGIE UND ABFALL

MBH
Rottmannstrasse 18
D-80333 München(DE)

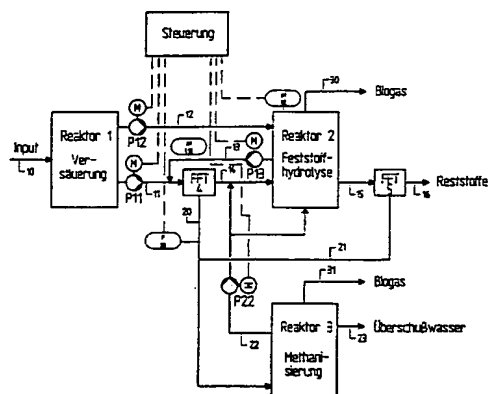
(72) Erfinder: Kübler, Hans
Gabelsberger Strasse 85
W-8000 München 2(DE)

(74) Vertreter: Reinhard, Skuhra, Weise
Postfach 44 01 51
D-80750 München (DE)

(54) Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse zur anschließenden Biomethanisierung, und Vorrichtung zur Durchführung des Verfahrens.

(57) Die Erfindung beschreibt ein Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse für die anschließende Biomethanisierung, mit pH-Wert-Steuerung, bei welchem die einem ersten Reaktor (1) zugeführten gelösten und/oder nichtgelösten organischen Substanzen in diesem Reaktor zumindest einer Versäuerung unterzogen werden, der Hauptteil der dem ersten Reaktor entnommenen nichtgelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen einem zweiten Reaktor (2) für die Durchführung zumindest einer Feststoffhydrolyse zugeführt wird, und der Hauptteil der gelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen aus dem ersten Reaktor (1) und aus dem zweiten Reaktor (2) einem dritten Reaktor (3) für die Durchführung zumindest einer Methanisierung zugeführt wird.

FIGUR 1 Blockdiagramm bei kontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolyse



EP 0 566 056 A1

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse zur anschließenden Biomethanisierung sowie eine Vorrichtung zur Durchführung des Verfahrens.

Die Biomethanisierung von komplexen organischen Materialien erfolgt durch das Zusammenspiel von hauptsächlich drei Mikroorganismengruppen:

1. Hydrolytische fermentative Bakterien
2. Wasserstoffproduzierende acetogene Bakterien
3. Wasserstoff und Acetat verbrauchende methanogene Bakterien.

Hierbei werden die Produkte der ersten Gruppe von der zweiten und die Produkte der zweiten von der dritten Mikroorganismengruppe verwertet. Dadurch entstehen aus komplexen Biopolymeren die Hauptprodukte Methan und Kohlendioxid.

Fermentative Mikroorganismen verwerten zur Energiegewinnung bevorzugt einfache organische Substanzen wie z.B. Glucose oder Cellulose, denn diese sind gelöst und können somit direkt resorbiert werden. Unter anaeroben Bedingungen sind dabei die Fermentationsprodukte hauptsächlich organische Säuren oder Alkohole.

Dagegen können komplexe organische Substanzen wie z.B. Cellulose nicht direkt resorbiert werden. Sie müssen zuerst in resorbierbare Bruchstücke hydrolysiert werden. Dazu scheiden hydrolytisch aktive Mikroorganismen spezifische Exoenzyme aus, die die Biopolymere zerlegen. Die Spaltprodukte werden im anaeroben Milieu daraufhin zu organischen Säuren oder Alkoholen fermentiert.

Da die Fermentation gelöster Substanzen für die Mikroorganismen energetisch erheblich günstiger ist, bilden sie hydrolytische Exoenzyme erst bei Abwesenheit von gelösten fermentierbaren Stoffen (Buchholz, K. und H.-J. Arntz (1988): Gewinnung von Enzymen durch anaerobe Fermentation von Rübenpreßschnitzeln, Zuckerindustrie 113 (1988), S. 204-208). Das bedeutet, daß bei einem Substratgemisch aus gelösten und nichtgelösten Substanzen zuerst die gelösten Stoffe weitgehend fermentiert werden, bevor die Biopolymere hydrolysiert und fermentiert werden.

Bei einer Anreicherung der Produkte im Medium kommt es zu einer Hemmung des Fermentationsprozesses. Verstärkt wird diese Produkthemmung durch den pH-Wertabfall, der durch die gebildeten Säuren verursacht wird. Besonders bei pH-Werten unter 6 ist wegen der geringen Dissoziation der gebildeten organischen Säuren sehr rasch ein hemmendes Konzentrationsniveau erreicht.

Die Aktivität der hydrolytischen Enzyme ist ebenfalls stark vom pH-Wert im Medium abhängig. Die meisten hydrolytischen Enzyme anaerober Mikroorganismen haben ihre größte Aktivität im pH-Bereich von 6 bis leicht über 7 (Rodriguez, H., O. Vlofova und A. Klyosov: Characterization of the cellulose complex from Cellulomonas grown on bagasse pitch, App. Microbiol. Biotechnol. 28 (1988), S. 394-397).

Um einer Anreicherung der gebildeten Säuren und einem pH-Wertabfall entgegenzuwirken, müssen die Säuren eliminiert werden. Im Gegensatz zu einer einstufigen Verfahrensführung, bei der sie im selben Reaktor sofort methanisiert werden, müssen bei mehrstufigen Verfahren die in der Hydrolyse- und Versäuerungsstufe gebildeten Säuren gezielt abgeführt und der Methanisierungsstufe zugeführt werden. Diesem Nachteil der mehrstufigen Verfahrensführung steht jedoch deren höhere Leistungsfähigkeit entgegen (Bailey, J.E. und D.F. Ollis; Biochemical Engineering Fundamentals (McGraw-Hill, New York 1977)).

Nach Noike (Noike, T., u.a.: Characteristics of carbohydrate degradation and the ratelimiting step in anaerobic digestion, Biotechnology and Bioengineering 27 (1985), S. 1482-1489) ist bei der Biomethanisierung von organischen Feststoffen die anaerobe Hydrolyse der Feststoffe der geschwindigkeitsbestimmende Schritt. Durch Einstellen optimaler Milieubedingungen kann der Stoffumsatz der hydrolytischen Mikroorganismen gesteigert und somit der limitierende Abbauschritt beschleunigt werden. Für viele anaerobe hydrolytische Mikroorganismen liegt der optimale pH-Wert im sauren Bereich.

Für die Biomethanisierung der Hydrolyseprodukte ist jedoch ein neutraler pH-Wert günstiger. Im sauren Bereich nimmt der Stoffumsatz methanogener Populationen stärker ab. Dadurch wird bei pH-Werten, die für die Hydrolyse optimal sind, die Methanisierung der Hydrolyseprodukte zum geschwindigkeitsbestimmenden Schritt. Durch Trennung der beiden Abbauschritte durch eine zweistufige Prozessführung werden für beide Abbauschritte optimale Rahmenbedingungen geschaffen.

Bei kontinuierlichem Zufluß von komplexen Substraten, wie z.B. Abfallgemischen zur Versäuerungsstufe, ist wegen der ständigen Zufuhr an leicht vergärbaren Substanzen (meist gelöst) die Hydrolyse der Biopolymere gehemmt. Durch eine zweistufige Prozessführung mit Versäuerung und anschließender Hydrolyse wird bei kontinuierlicher Substratzufuhr diese Hemmung unterbunden. Die gelösten und leicht vergärbaren Substanzen werden in der ersten Stufe versäuert und der Hydrolysestufe werden nur noch Feststoffe zugeführt. Durch diesen Selektionsdruck bildet sich in der zweiten Stufe eine sehr aktive, hydrolytische Population aus, so daß der Feststoffabbau gesteigert ist.

Gonzales (Gonzales, G., G. Caminal, C. de Mas und J. Lopez-Santin: A kinetic model for pretreated wheat straw saccharification by cellulase, *Journal Chem. Tech. Biotechnol.* (1989), S. 275) zeigen, daß Enzymreaktionen zum Abbau von Cellulose durch Michaelis-Menten Reaktionen beschrieben werden können. Das bedeutet, daß hohe Substratkonzentrationen auf die Hydrolyse einen günstigen Einfluß haben.

5 Jedoch verändert sich mit zunehmender Feststoffkonzentration die Rheologie im Reaktor und durch eine Transportlimitierung nehmen die Reaktionsgeschwindigkeiten ab. Somit existiert für die Feststoffhydrolyse in Abhängigkeit vom jeweiligen Substratgemisch eine optimale Feststoffkonzentration.

Bisher jedoch wurden keine derart optimierten Verfahren angegeben. Bei dem in der US-PS 4,781,836 beschriebenen Verfahren zur Biomethanisierung organischer Substanzen mit zwei Verarbeitungsstufen erfolgt die Versäuerung der gelösten Bestandteile und die Hydrolyse der nichtgelösten Substanzen in ein und demselben Reaktor in einem für die dort stattfindenden Prozesse nicht optimalen Milieu. Zudem sind die Wasserkreisläufe der beiden Reaktoren völlig voneinander getrennt. Diese Trennung erfolgt durch eine Kombination von Filter zur Fest-/Flüssig-Trennung und Ionenaustauscher zur Abtrennung und Übergabe der gelösten polaren Substanzen. Eine derartige Verfahrensführung ist für die Behandlung feststoffhaltiger Gemische aus komplexen Substanzen ungeeignet, da entsprechende Filter entweder nicht mit dem versäuerten Gemisch beschickt werden können oder das Filtrat für die Beschickung eines Ionenaustauschers zu feststoffhaltig ist. In der EP 89 890 162.4-A3 ist ein Verfahren zur Erhöhung der Methanausbeute bei der Vergärung kommunaler organischer Abfälle mit zwei getrennten Stufen und zwei dabei involvierten gemischten Gärungsstufen in einem ersten und einem zweiten Reaktor beschrieben, bei welchem jeweils in den beiden Reaktoren eine Säuerung und Methanisierung der kommunalen organischen Abfälle vorgenommen wird. Auch bei diesen Verfahren erfolgt die Versäuerung der gelösten Bestandteile und die Hydrolyse der nichtgelösten Substanzen in ein und demselben Reaktor unter nicht optimalen Bedingungen.

Buchholz (1986), Gijzen und Zwart (Buchholz, K., H.-J. Arntz, A. Pellegrini und E. Stoppok (1986): Untersuchung zur Bildung von Biogas aus Rübenpreßschnitzeln *Zuckerindustrie* 111 (1986), S. 837-844; Gijzen, H.J., u.a.: High-rate two-phase-process for the anaerobic degradation of cellulose, employing rumen mikroorganisms for an efficient acidogenesis, *Biotechnology and Bioengineering* 31 (1988), S. 418-425; Zwart, K.B., u.a.: Anaerobic digestion of a cellulosic fraction of domestic refuse by a two-phase rumen-derived process, *Biotechnology and Bioengineering* 32 (1988), S. 729-724) beschreiben in ihren Veröffentlichungen ein zweistufiges Verfahren zur anaeroben Vergärung von organischen Feststoffen. Auch in diesem Verfahren erfolgt die Versäuerung der gelösten Bestandteile und die Hydrolyse der nichtgelösten Substanzen in einem Reaktor.

Diese gemeinsame Versäuerung und Hydrolyse hat den Nachteil, daß die Bildung der hydrolytischen Exoenzyme solange unterdrückt wird, bis die gelösten und leicht vergärbaren Substanzen vollständig versäuert sind. Bei einer kontinuierlichen Zufuhr von Substrat stellt sich im Reaktor in Abhängigkeit der Umsatzraten eine Gleichgewichtskonzentration an unversäuerten und leicht vergärbaren Substanzen ein. Dies hat zur Folge, daß die Bildung der Exoenzyme und damit die Feststoffhydrolyse gehemmt ist.

Nur durch eine diskontinuierliche Beschickung des ersten Reaktors kann bei diesem zweistufigen Verfahren die Konzentration an leicht vergärbaren Substanzen zeitweise auf so geringe Werte gedrückt werden, daß eine gute Hydrolyse der schwer abbaubaren Feststoffe erfolgt.

40 In der Veröffentlichung von Hack, P.J.F.M. und Brinkmann, J. A New Process for High Performance Digestion, *International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste*, Venedig 14. - 17.4.92, wird eine dreistufige Verfahrensführung mit den Schritten Versäuerung - Hydrolyse - Methanisierung vorgeschlagen, wobei die einzelnen Verfahrensschritte in räumlich voneinander getrennten Reaktoren durchgeführt werden, und wobei die Rückführung des Ablaufs der Methanisierung zur Steuerung des pH-Werts und der Feststoffkonzentration eingesetzt wird. In diesem im folgenden kurz PAQUES genannten Verfahren werden nach einem mechanischen Vorbehandeln die Feststoffe hydrolysiert und in einem Reaktor 1 (Prethane-Reaktor) angesäuert, wobei die schnell abbaubaren Feststofffraktionen in Lösung gehen. Der resultierende Slurry wird getrennt, und die Hauptmenge der Feststofffraktion wieder in den Prethane-Reaktor zur weiteren Hydrolyse rückgeführt. Nur ein kleiner Teil der Feststoffe wird in den zweiten Reaktor (RUDAD-Reaktor) überführt.

In diesem zweiten Reaktor wird insbesondere durch Ciliaten und anaerobe Pilze die Feststofffraktion hydrolysiert und Cellulose und andere faserförmige Verbindungen werden angesäuert. Die Endprodukte dieser Hydrolyseverfahren sind insbesondere flüchtige Fettsäuren. Die nicht-abbaubaren Feststoffe werden aus dem RUDAD-Reaktor ausgeführt.

55 In einer dritten Stufe werden in einem dritten Reaktor der Flüssiganteil aus dem Reaktor 1 und die Hydrolyseendprodukte aus dem Reaktor 2 methanisiert.

Der anaerobe Ablauf aus dem dritten Reaktor wird im Prethane- und im RUDAD-Reaktor zur Verdünnung und zur pH-Wert-Kontrolle verwendet.

Dieses PAQUES-Verfahren hat den Nachteil, daß die drei insbesondere prozeßrelevanten Parameter, nämlich die pH-Wert-Steuerung, die Feststoffkonzentration im Reaktor 2 und die Feststoffverweilzeit im Reaktor 2 nur in Abhängigkeit voneinander einstellbar sind, so daß eine definierte Einstellung aller drei Parameter zur Steuerung der Geschwindigkeit der Feststoffhydrolyse wesentlich erschwert ist. Ein weiterer Nachteil des PAQUES-Verfahrens ist die Rückführung des größten Teils des Feststoffstroms nach der Trennung in den Reaktor 1 (Prethane-Reaktor). Diese Verfahrensführung erfordert unter anderem die Trennung der Stoffströme in zwei Teilströme und damit einen höheren maschinentechnischen Aufwand. Weiterhin nachteilig ist der Feststoffabbau durch Ciliaten und anaerobe Pilze im Reaktor 2. Da diese Mikroorganismen meistens nicht in den so verarbeiteten Feststoffen vorhanden sind, ist das Einfahren des Reaktors 2 mit einem speziellen Impfschlamm erforderlich, wodurch das Verfahren verteuert wird.

Es ist eine Aufgabe der Erfindung, die aus dem Stand der Technik bekannten Verfahren einfacher und effizienter auszugestalten, insbesondere ein Steuerungskonzept bereitzustellen, durch welches der pH-Wert, die Feststoffkonzentration und die Feststoffverweilzeit unabhängig voneinander einstellbar sind.

Eine weitere Aufgabe der Erfindung ist es, eine zur Durchführung des erfindungsgemäßen Verfahrens geeignete Vorrichtung anzugeben.

Erfindungsgemäß ist dazu vorgesehen, daß die einem ersten Reaktor zugeführten gelösten und/oder nichtgelösten organischen Substanzen in diesem Reaktor zumindest einer Versäuerung unterzogen werden, der Hauptteil der dem ersten Reaktor entnommenen nichtgelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen einem zweiten Reaktor für die Durchführung zumindest einer Feststoffhydrolyse zugeführt werden und der Hauptteil der gelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen aus dem ersten Reaktor und dem zweiten Reaktor einem dritten Reaktor für die Durchführung zumindest einer Methanisierung zugeführt werden.

Zur besseren Separation der gelösten von den nichtgelösten organischen Substanzen werden in einem eigenen Verfahrensschritt die dem ersten Reaktor 1 entnommenen gelösten und nichtgelösten organischen Substanzen einer Trennung in eine Feststofffraktion mit den nichtgelösten organischen Substanzen und eine Flüssigfraktion mit den gelösten organischen Substanzen unterzogen.

Der Vorteil einer getrennten Versäuerungs- und Hydrolysestufe besteht darin, daß verfahrensbedingt nur weitgehendst versäuertes Material (d.h. nur ein geringer Anteil an leicht fermentierbaren Substanzen) der Hydrolysestufe zugeführt wird, und somit auch bei kontinuierlicher Zufuhr der organischen Substanzen eine ungehemmte Feststoffhydrolyse gewährleistet wird.

Erfindungsgemäß wird der Hauptteil des Feststoffstroms aus dem Reaktor 1 in den Reaktor 2 überführt. Im PAQUES-Verfahren wird jedoch im Gegensatz zum erfindungsgemäßen Verfahren der Feststoffstrom der ersten Trennvorrichtung 4 (FFT4) hauptsächlich in den Reaktor 1 zurückgeführt. Nur ein Feststoffteilstrom wird dem Reaktor 2 zugeführt. Das Fördern feststoffhaltiger Stoffströme ist in der Praxis problematisch, insbesondere dann, wenn ein Feststoffstrom - wie beim PAQUES-Verfahren - in zwei Teilströme getrennt werden muß. Um Betriebsstörungen zu vermeiden, muß dann die Rückführung zum Reaktor 1 getrennt von der Feststoffzufuhr zum Reaktor 2 erfolgen. Zum Ausgleich des Wasserverlustes und zur Gewährleistung eines misch- und pumpfähigen Reaktorinhalts muß Wasser, d.h. Methanreaktorablauf, dem Reaktor 1 zusätzlich zugeführt werden. Diese Maßnahmen erfordern einen im Vergleich zum erfindungsgemäßen Verfahren größeren und komplizierteren maschinentechnischen Aufwand.

Aus Tabelle 1 ist ersichtlich, daß z.B. für die Feststoffhydrolyse bei Bioabfall ein pH-Wert von 6,4 optimal ist. Bezüglich der Stabilität des pH-Wertes in der Feststoffhydrolyse ist jedoch der pH-Wertebereich von 6,0 bis 6,8 relativ kritisch.

Tabelle 1

Versäuerung Reaktor 1	Feststoffhydrolyse Reaktor 2		
pH	SRT [d]	pH	Abbau der zugef. org. Feststoffe [%]
4,5 - 6,0	3	5,5	44
	3	6,4	70
	3	6,7	38
SRT ("solid retention time") gibt hier die Feststoffverweilzeit an.			

Tabelle 2 ist ein ähnliches Verhalten bei der Hydrolyse von Cellulose in Abhängigkeit vom pH-Wert der Feststoffhydrolyse zu entnehmen.

Tabelle 2

Feststoffhydrolyse Reaktor 2		
SRT [d]	pH	Abbau der zugef. Cellulose [%]
3	5,5	41
3	6,4	44
3	6,7	49

In Tabelle 3 ist ein Vergleich der verschiedenen Verfahrensführungen zur Biomethanisierung organischer Feststoffe aus Bioabfall bezüglich des Abbaues der organischen Trockenmasse angegeben, der klar die Vorteile des erfindungsgemäßen Verfahrens in Bezug auf einen schnelleren und wesentlich vollständigeren Abbau der zugeführten organischen Trockenmasse belegt.

Tabelle 3

Verfahren	Quelle	Verweilzeit [d]	Abbau der zugef. org. Trockenmasse [%]
einstufig	Rettich	12	42
zweistufig	Rodde	12	50
mehrstufig mit pH-Wert gesteuerter Feststoffhydrolyse	eigene Versuche	9	74

Siehe hierzu (Rettich, S.: Biogas und Kompost aus Küchen- und Gartenabfällen Pilotversuch in Rottweil in : Thomé-Kozmiensky: Biogas - Anaerobtechnik in der Abfallwirtschaft (EF-Verlag, Berlin 1989) und Rodde, Chr. und W. Westphal: Anaerobe Vergärung als Vorstufe zur Kompostierung, 42. Informationsgespräch 1989, ANS Info-Band Heft 16, S. 198).

Zur Steuerung dieses kritischen pH-Wertes werden erfindungsgemäß dem ersten Reaktor gelöste und nichtgelöste organische Substanzen direkt entnommen und insbesondere zur Senkung des pH-Wertes dem zweiten Reaktor zugeführt; unabhängig davon kann der pH-Wert im zweiten Reaktor dadurch beeinflusst werden, insbesondere erhöht werden, daß dem zweiten Reaktor gelöste und nichtgelöste organische Substanzen entnommen werden und von diesen zumindest ein Teil der gelösten organischen Substanzen dem dritten Reaktor zugeführt werden, wobei der restliche Teil dem Reaktor 2 wieder zurückgeführt wird.

Durch die Absorption eines Teils des bei der Methanisierung gebildeten Kohlendioxids besitzt der Ablauf des dritten Reaktors eine entsprechende Pufferkapazität, die durch Rückführung in die Hydrolysestufe im zweiten Reaktor zur pH-Wertanhebung nutzbar ist, zur Erhöhung der Pufferkapazität im gesamten System beiträgt und zur Steuerung des Verhältnisses von gelösten zu nichtgelösten Substanzen, somit des Feststoffgehaltes im zweiten Reaktor, nutzbar ist. Hierfür ist vorgesehen, daß vom dritten Reaktor ein feststoffarmer Stoffstrom dem zweiten Reaktor zugeführt wird. Eigene Versuche ergaben eine Säurekapazität dieses Stoffstroms von ca. 180 mval/l. Zum Senken des pH-Wertes von z.B. 6,7 auf 6,3 wurden 24 mval/l benötigt.

Tritt bei einem substratbedingten Absinken der Hydrolyseleistung ein geringer Anstieg des pH-Wertes auf, führt dies in diesem Bereich zu einer starken Zunahme der Methanisierungsleistung der Biozönose des Hydrolysesektors. Dadurch steigt sprunghaft der Säureverbrauch und der pH-Wert steigt weiter an. Als Folge davon erhöht sich die Methanbildung noch stärker und der Säureverbrauch steigt weiter an.

Aufgrund der verstärkten Methanisierungsleistung und der hohen Pufferkapazität im Hydrolysereaktor sind folglich zum Absenken des pH-Wertes große Mengen an Säuren notwendig. Bringt bei einem zweistufigen System in dieser Situation der aktuelle Zulauf nicht genügend Säure oder leicht vergärbare Substanz mit, kann der pH-Wert nicht mehr stabilisiert werden und driftet in den neutralen Bereich ab. Im neutralen Bereich ist dann der pH-Wert sehr stabil, da die Feststoffhydrolyse der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist und somit sämtliche produzierten Säuren sofort methanisiert werden.

Ein Absenken des pH-Wertes in diesem Prozesszustand ist nur durch eine Zugabe größerer Mengen Säure möglich. Soll nicht zusätzlich Säure zum System dosiert werden, muß zur pH-Korrektur eine größere Menge weitgehendst versäuerten Substrats zur Verfügung stehen. Dies ist prinzipiell nur bei dem hier beschriebenen dreistufigen System der Fall.

Ist jedoch der Input stark versäuert, so daß für ein zweistufiges System genügend Säure zur pH-Wertsteuerung vorhanden wäre, erfordert die ständig hohe Säurezufuhr zum Hydrolysereaktor auch eine entsprechend hohe Säureabfuhr. Da in diesem Fall die Säurekonzentration im Zulauf höher ist als im Hydrolysereaktor, wird bei direkter Zufuhr des Inputs zum Hydrolysereaktor, wie bei Buchholz, Gijzen und Zwart beschrieben (siehe a.a.O.), die Säure des Inputs zuerst verdünnt. Dies bedeutet, daß im Vergleich zu dem hier beschriebenen dreistufigen System zur Abfuhr der gleichen Säuremenge zur Methanisierung mehr Substrat zur Fest-/Flüssig-Trennung gefördert werden muß. Folglich ist dieses Aggregat größer zu dimensionieren.

Weiterhin ist es bei dem erfindungsgemäßen Verfahren möglich, den Wassergehalt in dem System dadurch zu steuern, daß dem dritten Reaktor überschüssiges Wasser entnommen wird.

Das erfindungsgemäße Verfahren ermöglicht somit die optimale Einstellung der Bedingungen bei der Feststoffhydrolyse im Reaktor 2, insbesondere die unabhängige Einstellung von pH-Wert, Feststoffkonzentration und Feststoffverweilzeit im Reaktor 2. In Fig. 3 in Verbindung mit Fig. 1 ist das Regelschema für die pH-Wert-Steuerung im einzelnen dargestellt.

Der pH-Wert wird durch Verändern der Förderströme der Stellglieder (z.B. Pumpen) P11, P12 und P13 gesteuert. Am besten erfolgt seine Messung direkt im Reaktor 2 (pH R2). Ist dies aus praktischen Gründen nicht sinnvoll, bietet sich eine pH-Wertmessung in Leitung 13 (pH L13) an. Dann muß jedoch ein bestimmter Rezirkulationsstrom (13) gewährleistet werden. Diese Durchflußgröße legt die minimale Förderleistung von P 13 fest.

Die Feststoffkonzentration im Hydrolysereaktor wird durch ein entsprechendes Verhältnis von rückgeführtem Methanisierungsablauf (22), der über die Fördermenge von P22 gesteuert wird, zur produzierten Flüssigphase (20), die mit dem Durchflußmengenmesser 20 gemessen wird, gesteuert.

Die Feststoffverweilzeit in der Feststoffhydrolyse (Reaktor 2) wird bei vorgegebenem Reaktorvolumen über die zugeführte Menge an versäuertem Gemisch (Summe von 11 und 12) bestimmt.

Zur pH-Wert-Absenkung wird als erste Maßnahme die Rückführung von Reaktorinhalt zur FFT4 (13) reduziert. Dies wird durch Verringern der Fördermenge von P13 erreicht. Gleichzeitig wird die Rückführung von Methanisierungsablauf zum Reaktor 2 (22) entsprechend dem vorgegebenen Verhältnis ebenfalls verringert. Dadurch kann der Feststoffgehalt im Reaktor 2 konstant gehalten werden und die pH-Wert-Absenkung wird verstärkt.

Ist die Fördermenge von P13 minimal oder Null und eine weitere pH-Wert-Absenkung notwendig, wird versäuertes Gemisch (12) direkt dem Reaktor 2 zugeführt und (11) gesenkt. Dazu wird die Fördermenge von P12 erhöht und die von P11 entsprechend gesenkt. Durch Anpassung der Fördermenge von P22 an die produzierte Flüssigphase (F20) entsprechend dem vorgegebenen Verhältnis wird der Feststoffgehalt im Reaktor 2 konstant gehalten.

Zur pH-Wert-Anhebung wird zuerst (11) erhöht und (12) entsprechend gesenkt. Hierzu wird die Fördermenge von P11 erhöht und die von P12 entsprechend gedrosselt. Damit die Feststoffkonzentration im Reaktor 2 konstant bleibt, wird gleichzeitig die Zufuhr von Methanisierungsablauf entsprechend erhöht. Dadurch wird der pH-Wert-Anstieg zusätzlich begünstigt.

Ist die vollständige Zufuhr des versäuerten Gemisches über (11) nicht ausreichend, wird (13) und (22) erhöht. Dazu wird die Fördermenge von P13 erhöht und die Rückführung des Methanisierungsablaufs an die produzierte Filtratmenge (F20) angepaßt. Die Feststoffkonzentration in Reaktor 2 wird dadurch konstant gehalten.

Die Feststoffkonzentration in Reaktor 2 wird verändert, indem das Verhältnis von rückgeführtem Methanisierungsablauf zu produzierter Flüssigphase angepaßt wird. Anschließend werden dann die Fördermengen von P11, P12 und P13 entsprechend eingestellt, so daß der Soll-pH-Wert in Reaktor 2 gewährleistet ist.

Bei den beschriebenen Eingriffen zur Steuerung von pH-Wert und Feststoffkonzentration in Reaktor 2 kann die zugeführte Menge an versäuertem Gemisch (Summe von 11 und 12) konstant gehalten werden. Dadurch wird die Feststoffverweilzeit in Reaktor 2 nicht verändert.

Eine derartige Steuerung des pH-Wertes unabhängig von der Feststoffkonzentration und der Feststoffverweilzeit in Reaktor 2 wird durch das PAQUES-Verfahren nicht ermöglicht.

Ein Senken des pH-Werts im RUDAD bei PAQUES ist nur durch eine der folgenden drei Maßnahmen möglich:

1. Erhöhung der Feststoffzufuhr (Belastungssteigerung)
2. Reduzierung der Rückführung an Methanisierungsablauf
3. Veränderung der Trennleistung der Fest/Flüssig-Trennung

Jede der drei Maßnahmen führt jedoch dazu, daß für die Feststoffhydrolyse ungünstigere Bedingungen entstehen.

Durch eine Erhöhung der Feststoffzufuhr muß zum Konstanthalten der Feststoffkonzentration auch die Zufuhr an Methanisierungsablauf erhöht werden. Dies führt zu einer verstärkten Reduzierung der Verweilzeit im Reaktor 2. Kürzere Feststoffverweilzeiten führen zu einem geringeren Abbaugrad (Fig.4). Zusätzlich wirkt die Erhöhung der rückgeführten Menge an Methanisierungsablauf einem pH-Wert-Abfall entgegen.

5 Wird die Rückführung des Methanisierungsablaufs reduziert und die Feststoffzufuhr konstant gehalten oder erhöht, kann durch Reduzieren der Rezirkulation im RUDAD-Reaktor ein Feststoffanstieg verhindert werden. Ist die Rezirkulation auf Null und muß zur pH-Wert-Absenkung die Rückführung von Methanisierungsablauf noch weiter reduziert werden, steigt die Feststoffkonzentration im Reaktor 2. Dies kann zur Hemmung der Feststoffhydrolyse durch Transportlimitierung oder zur Überlastung und Beschädigung der
10 Maschinentechnik führen.

Eine gezielte Veränderung der Trennleistung der Fest/Flüssig-Trennung ist maschinentechnisch aufwendig. Hinzu kommt, daß aufgrund des sich häufig verändernden Trennverhaltens der zu verarbeitenden Abfallgemische eine häufige Bestimmung der Trennleistung der Fest/Flüssig-Trennung notwendig ist. Da für die vorliegenden Stoffströme aufgrund ihrer Zusammensetzung keine on-line-Bestimmung der Trennleistung
15 möglich ist, muß diese durch Laboranalysen ermittelt werden. Somit ist mit diesem Parameter keine zeitnahe Umsetzung der Steuerung möglich.

Zur pH-Wert-Anhebung im Reaktor 2 stehen zwei Reaktionsmöglichkeiten zur Verfügung, die ebenfalls ungünstige Auswirkungen haben:

1. Erhöhung der Rückführung an Methanisierungsablauf
- 20 2. Reduzierung der Feststoffzufuhr

Die Erhöhung der Rückführrate an Methanisierungsablauf führt bei konstanter Feststoffzufuhr und gleichzeitiger Erhöhung der Rezirkulation im RUDAD-Reaktor zu keiner Beeinflussung der Feststoffkonzentration und Feststoffverweilzeit.

Eine Reduzierung der Feststoffzufuhr hat ein Absinken der Durchsatzleistung des Prozesses zur Folge.
25 Aufgrund der dargelegten bestehenden Verknüpfungen im PAQUES-Verfahren ist es offensichtlich, daß mit diesem Verfahren im Reaktor 2 (RUDAD) die Parameter pH-Wert, Feststoffkonzentration und Feststoffverweilzeit nicht unabhängig voneinander zu steuern sind. Wie dargelegt ist jedoch eine definierte Einstellung aller drei Parameter für die Geschwindigkeit der Feststoffhydrolyse entscheidend.

Dagegen ist das erfindungsgemäße Verfahren dem Stand der Technik bezüglich Steuerung des pH-Werts und der Feststoffkonzentration im Reaktor 2 überlegen. Mit diesem Steuerungskonzept können pH-Wert, Feststoffkonzentration und Feststoffverweilzeit unabhängig voneinander eingestellt werden.
30

Zusammenfassend ergeben sich erfindungsgemäß folgende Parameter und Steuergrößen bei der Feststoffhydrolyse:

Parameter	Steuergröße
Feststoffverweilzeit	Zuzuführende Fracht an versäuertem Gemisch (Summe von 11 und 12) + Abfuhr
Feststoffkonzentration in der Feststoffhydrolyse	Verhältnis von rückzuführendem Methanisierungsablauf (22) zu produzierter Flüssigphase (20) + Zufuhr 11 + 12
pH-Wert in der Feststoffhydrolyse	Fördermengen der Stellglieder P11, P12 und P13

45 Ein Vergleich prozeßrelevanter Parameter des PAQUES-Verfahrens gemäß dem Stand der Technik und des erfindungsgemäßen Verfahrens stellt sich wie folgt dar:

prozeßrelevante Parameter	PAQUES	erfindungsgemäßes Verfahren
50 A. pH-Wert-Steuerung	beeinflusst B. und C.	unabhängig von B. und C.
B. Feststoffkonzentration in Reaktor 2	wird von A. + C. beeinflusst	kann unabhängig von A. und C. konstant gehalten werden
C. Feststoffverweilzeit in Reaktor 2	wird von der Feststoffbeschickung festgelegt	wird von der Feststoffbeschickung festgelegt

Im RUDAD-Reaktor spielen für den Feststoffabbau Ciliaten und anaerobe Pilze eine entscheidende Rolle (Gijzen, H.J. et al, Anaerobic digestion of cellulose fraction of domestic refuse by means of rumen

mikroorganismen, Biotechnology and Bioengineering 32 (1988), S. 749-755). Da diese meistens nicht in den zu verarbeitenden Feststoffen vorhanden sind, erfordert dies das Einfahren des Reaktors 2 mit einem speziellen Impfschlamm. Das erfindungsgemäße Verfahren erfordert dies nicht. Im Reaktor 2 werden aus den in den zugeführten Feststoffen enthaltenen Mikroorganismen geeignete selektiert. Dies erfolgt durch entsprechende Einstellung des pH-Werts und der Feststoffverweilzeit (Größe der Generationszeit der gewünschten Mikroorganismen).

Die Ausbeute der Biogas-, insbesondere Methangasgewinnung läßt sich dadurch erhöhen, daß im zweiten Reaktor zusätzlich zur Feststoffhydrolyse eine Methanisierung vorgenommen wird und dem zweiten und dem dritten Reaktor Biogas, insbesondere Methangas, entnommen wird. Dadurch kann die Raumbelastung des dritten Reaktors gesenkt und damit der Abbaugrad im dritten Reaktor erhöht werden.

In der nachfolgenden Tabelle 4 ist die Gaszusammensetzung der Feststoffhydrolyse und der Methanisierung in Vol.-% aufgeführt.

Tabelle 4

	pH-Wert	CO ₂	CH ₄
Feststoffhydrolyse	5,5 - 7,7	25 - 80	19 - 74
	5,9		20
	6,4		26
	7,0		47
	7,4		59
Methanisierung	-	19 - 33	66 - 80

Die Vorteile dieses erfindungsgemäßen Verfahrens werden durch Verwendung der in den Ansprüchen 10 bis 17 beschriebenen Vorrichtung nutzbar.

Die Erfindung wird nachstehend anhand der beigegeführten Figuren im einzelnen beschrieben.

Es zeigen :

- Figur 1 ein Blockdiagramm einer Vorrichtung für die Durchführung des Verfahrens bei kontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolysestufe, mit pH-Wert-Steuerung, und
- Figur 2 ein Blockdiagramm einer Vorrichtung zur Durchführung des Verfahrens bei diskontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolysestufe, mit pH-Wert-Steuerung,
- Figur 3 ein Regelschema für die pH-Wert-Steuerung gemäß der Erfindung,
- Figur 4 den Abbaugrad im Gesamtprozeß in Abhängigkeit von der Feststoffverweilzeit im Reaktor zur Feststoffhydrolyse,
- Figur 5 das PAQUES-Verfahren gemäß dem Stand der Technik.
- Figur 6 zeigt ein Blockdiagramm der erfindungsgemäßen Vorrichtung bei vereinfachter Verfahrensführung,
- Figur 7 zeigt ein Regelschema für die pH-Wert-Steuerung bei vereinfachter Verfahrensführung.

Nachstehend wird zunächst die Vorrichtung im einzelnen beschrieben.

Im wesentlichen weist die Vorrichtung einen ersten Reaktor 1 für die Versäuerung der organischen Substanzen, einen zweiten Reaktor 2 für zumindest die Feststoffhydrolyse der angesäuerten nichtgelösten organischen Substanzen und einen Reaktor 3 für die Methanisierung der gelösten organischen Substanzen auf.

Am Reaktor 1 ist ein Einlaß bzw. Input 10 angebracht, über welchen dieser mit den zu bearbeitenden organischen Substanzen beschickbar ist.

Mit einem kommunizierenden Element 11, welches aus einer Leitung, einem Kanal oder ähnlichem bestehen kann, ist der Reaktor 1 mit einer Trennvorrichtung 4 verbunden, in der in geeigneter und an sich bekannter Weise gelöste und nichtgelöste Stoffe trennbar sind und dabei die gelösten Stoffe als Flüssigfraktion über ein kommunizierendes Element 20 abführbar sind und die nichtgelösten Stoffe über ein kommunizierendes Element 14 abführbar sind.

Das Element 14 ist mit dem Reaktor 2 verbunden, das Element 20 mit dem Reaktor 3, so daß dem Reaktor 1 entnommene gelöste Substanzen dem Reaktor 3 zuführbar sind und dem Reaktor 1 entnommene nichtgelöste dem Reaktor 2 zuführbar sind.

Über ein weiteres kommunizierendes Element 12 ist der Reaktor 1 direkt mit dem Reaktor 2 verbunden, wobei dadurch die im Reaktor 1 befindlichen Substanzen dem Reaktor 2 direkt zuführbar sind. Mit einem kommunizierenden Element 13 ist der Reaktor 2 mit dem Element 11 verbunden, hierdurch sind gelöste

und nichtgelöste Substanzen dem Reaktor 2 entnehmbar, der Trennvorrichtung 4 zuführbar, wobei die nichtgelösten organischen Substanzen dem Reaktor 2 zurückführbar sind, und die gelösten organischen Substanzen dem Reaktor 3 zuführbar sind. Im Gegensatz zur Vorrichtung zur Durchführung des PAQUES-Verfahrens weist die erfindungsgemäße Vorrichtung keine Leitung zur Rückführung der Feststoffe in den Reaktor 1 auf.

Der Reaktor 3 ist über ein weiteres kommunizierendes Element 22 mit dem Reaktor 2 direkt verbunden oder alternativ zusätzlich mit dem Element 14 verbunden, wodurch im Reaktor 3 befindliche Substanzen dem Reaktor 2 zuführbar sind.

Der Reaktor 3 weist einen für die gesteuerte Entnahme von Wasser geeigneten Auslaß 23 auf.

An dem Reaktor 3 sowie dem Reaktor 2 sind Auslässe für die Entnahme von Gas, insbesondere Biogas wie z.B. Methangas, angebracht, welche geeignete Anschlüsse für weitere für die Entnahme anzubringende Leitungen aufweisen.

In einem ersten Ausführungsbeispiel, welches vorzugsweise bei kontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolyse verwendet wird, ist der Reaktor 2 über ein kommunizierendes Element 15 mit einer Trennvorrichtung 5 (FFT 5) für die Trennung gelöster und nichtgelöster Stoffe in eine Feststofffraktion und eine Flüssigfraktion verbunden. Die Trennvorrichtung ist mit einem weiteren kommunizierenden Element 21 mit dem Element 20 verbunden, so daß dem Reaktor 2 entnommene gelöste Stoffe dem Reaktor 3 zuführbar sind.

Über einen an der Trennvorrichtung 5 angebrachten Auslaß 16 oder ein kommunizierendes Element 16 sind der Trennvorrichtung 5 Reststoffe entnehmbar.

In einem zweiten Ausführungsbeispiel, welches vorzugsweise bei diskontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolyse Verwendung findet, ist das Element 14 mit einem kommunizierenden Element 16 verbunden, so daß die durch die Trennvorrichtung 4 gewonnene Feststofffraktion über das Element 16 als Reststoff entnehmbar ist. Die pH-Wert-Steuerung bei diskontinuierlicher Beschickung ist im einzelnen der Figur 2 entnehmbar.

Nachstehend wird das Verfahren im einzelnen beschrieben.

Über den Input 10 werden dem ersten Reaktor 1 gelöste und/oder nichtgelöste organische Substanzen zugeführt und einer Versäuerung unterzogen. Die zumindest angesäuerten organischen Substanzen werden dem Reaktor 1 entnommen und über das Element 11 einer Trennvorrichtung zugeführt, in welcher diese in eine Feststofffraktion, die im wesentlichen die nichtgelösten organischen Substanzen enthält, und in eine Flüssigfraktion, die im wesentlichen die gelösten organischen Substanzen enthält, getrennt werden.

Die Flüssigfraktion wird über das Element 20 dem Reaktor 3 zugeleitet, die Feststofffraktion über das Element 14 dem Reaktor 2.

Im Reaktor 2 werden die nichtgelösten organischen Substanzen einer Feststoffhydrolyse unterzogen. Zusätzlich können die bei der Feststoffhydrolyse gebildeten gelösten organischen Substanzen einer Methanisierung unterzogen werden.

In Reaktor 3 findet eine Methanisierung der darin befindlichen organischen Substanzen statt.

In weiterer Ausgestaltung des Verfahrens werden dem Reaktor 1 über das Element 12 organische Substanzen entnommen und dem Reaktor 2 für dessen pH-Wert-Steuerung, insbesondere -Senkung, direkt zugeführt.

Über das Element 13 werden in weiterer Ausgestaltung der Erfindung dem Reaktor 2 organische Substanzen entnommen und über einen Teil des Elementes 11 der Trennvorrichtung 4 zugeführt, durch welche die daraus gewonnene Flüssigfraktion über das Element 20 dem Reaktor 3 zugeleitet und die mittels der Trennvorrichtung gewonnene Feststofffraktion über das Element 14 dem Reaktor 2 zugeleitet wird. Hierdurch kommt es durch das Abscheiden der gelösten organischen Substanzen in der Regel zu einer pH-Wert-Erhöhung im Reaktor 2, welche für die Steuerung des pH-Wertes des Reaktors 2 verwendet wird.

Der Feststoffgehalt im Reaktor 2 wird dadurch gesteuert, daß vom Reaktor 3 ein feststoffarmer Stoffstrom über das Element 22 dem Reaktor 2 zugeführt wird. Darüber hinaus wird dabei die Pufferkapazität der im Reaktor 2 vorhandenen Substanzen erhöht.

Durch die Entnahme von überschüssigem Wasser aus Reaktor 3 über das kommunizierende Element 23 kann das Verhältnis des dem ersten Reaktor 1 mit den organischen Substanzen zugeführten Wassers zu dem dem zweiten und dem dritten Reaktor entnommenen Wasser kompensiert werden, so daß damit der Wassergehalt des Gesamtsystems, insbesondere der Reaktoren 2 und 3, gesteuert werden kann.

In einem ersten Ausführungsbeispiel wird der Reaktor 2 kontinuierlich beschickt und diesem kontinuierlich über das Element 15 organische Substanzen entnommen, welche in der Trennvorrichtung 5 in eine Feststofffraktion und eine Flüssigfraktion getrennt werden.

Die Feststofffraktion wird der Trennvorrichtung 5 über das Element 16 als Reststoff entnommen. Die Flüssigfraktion wird dem Reaktor 3 über das Element 21 und ein Teil des Elementes 20 zugeführt.

In einem zweiten Ausführungsbeispiel wird der Reaktor 2 diskontinuierlich beschickt; hierbei findet die ebenfalls diskontinuierliche Reststoffentnahme über ein mit dem Element 14 verbundenes weiteres Element 16 statt.

Die bei dem Verfahren gewonnenen Biogase werden in beiden Ausführungsbeispielen dem Reaktor 2 und dem Reaktor 3 über die Auslässe 30, 31 entnommen.

Im folgenden wird nochmals ein Überblick über die wichtigsten Schritte des erfindungsgemäßen Verfahrens gegeben.

Mit dem erfindungsgemäßen Verfahren wird die anaerobe biologische Hydrolyse und Biomethanisierung von komplexen organischen Stoffen, wie z.B. von Biopolymeren, verbessert.

Die Hemmung der Feststoffhydrolyse in der Hydrolysestufe bei kontinuierlicher Zufuhr komplexer Substrate mit leicht vergärbaren Bestandteilen wird erfindungsgemäß durch eine vorgeschaltete Verfahrensstufe unterbunden (Versäuerungsstufe). Dadurch werden vermehrt organische Feststoffe abgebaut. Dies führt erstens zu einem höheren Biogasertrag und zweitens durch die geringere Produktion an festen Reststoffen zu niedrigeren Entsorgungskosten.

Durch die Steuerung des pH-Wertes und der Feststoffkonzentration im Hydrolysereaktor wird die biologische Hydrolyse der Feststoffe beschleunigt. Dies führt bei gleichen Verweilzeiten zu einem höheren Abbau, bzw. bei gleichem Abbaugrad wegen der kürzeren Verweilzeiten zu kleineren Reaktorgrößen.

Ferner kann bei einer gleichbleibenden, kontinuierlichen Beschickung des Systems im Hydrolysereaktor der optimale pH-Wert eingestellt werden. Somit ist zur pH-Wert-Steuerung keine Veränderung der Beschickungsmenge notwendig.

Häufig ist bei der Biomethanisierung fester Stoffe eine pH-Wert-Steuerung wegen des zusätzlichen Bedarfs an Säuren oder Laugen nicht betriebswirtschaftlich. In diesem Verfahren werden zur pH-Wert-Steuerung ausschließlich im Prozeß entstehende Produkte verwandt. Dadurch wird die Betriebswirtschaftlichkeit erhöht.

Bei Verzicht auf Laugendosierung wird ein Absinken des pH-Werts in den biologischen Reaktoren üblicherweise durch Reduzierung der Reaktorbelastung korrigiert. Dadurch sinkt die Durchsatzleistung des Verfahrens. Um eine minimale Durchsatzleistung einhalten zu können, muß deshalb die biologische Stufe überdimensioniert werden. Durch die pH-Wert-Steuerung kann einem pH-Wert-Abfall ohne Reduzierung der Durchsatzleistung begegnet werden, und somit können diesbezüglich die Auslegungsreserven eingespart werden.

Das Verfahren besteht aus getrennten Reaktoren zur Versäuerung, Hydrolyse und Methanisierung. Die bei der Versäuerung und Hydrolyse gebildeten organischen Säuren werden mit einer Fest/Flüssig-Trennung abgetrennt und dem Methanreaktor zugeführt. Der Ablauf des Hydrolysereaktors wird entwässert, die Flüssigphase dem Methanreaktor zugeführt und die Feststoffe ausgeschleust. Ein Teil des Methanreaktorablaufs wird in den Hydrolysereaktor zurückgeführt.

Die organischen Stoffe liegen in wäßriger Phase mit einem Trockenrückstand von 1 bis 25 Gew.-% als ein Gemisch von gelösten und ungelösten Substanzen vor. Das Gemisch (10) wird dem Reaktor 1 zugeführt. Dieser Behälter dient der Speicherung und, sofern die gelösten organischen Substanzen nicht bereits spontan versäuert sind, zur weitgehenden Fermentation der anaerob abbaubaren gelösten Substanzen. Werden mit dem Substratgemisch nicht ausreichend fermentative Mikroorganismen in den Versäuerungsreaktor eingetragen, so kann dieser mit geeigneten Bakterien angeimpft und in einer geeigneten Weise betrieben werden, so daß diese sich ausreichend vermehren und nicht ausgewaschen werden. Wegen der weitgehenden Fermentation der gelösten Bestandteile des Inputs stellt sich in Reaktor 1 ein niedriger pH-Wert ein.

Aus Reaktor 1 wird das versäuerte Gemisch in den Reaktor 2 zur Hydrolyse der Feststoffe gegeben. Da, wie z.B. bei Bioabfall, sein pH-Wert zu niedrig ist (siehe Tabelle 1), wird zur Anhebung des pH-Werts im Reaktor 2 auf ein zur Feststoffhydrolyse optimales Niveau das Gemisch über eine Fest/Flüssig-Trennung (FFT4) entwässert (11). Dadurch werden durch Fermentation gebildete Säuren mit der Flüssigphase (20) zum Reaktor 3 abgeführt. Die entwässerte Feststofffraktion (14) wird dem Reaktor 2 zugeführt. Durch Rückführung des Ablaufs aus Reaktor 3 (22) wird dem Hydrolysereaktor Pufferkapazität zugeführt. Die Rückführung des Methanisierungsablaufs kann entweder direkt oder zusammen mit der Feststofffraktion (14) erfolgen.

Durch die Rückführung des Methanisierungsablaufs werden ständig methanogene Mikroorganismen in den Reaktor zur Feststoffhydrolyse eingetragen. Dadurch siedelt sich im Reaktor 2 neben der hydrolytischen auch eine methanogene Biozoonose an, die bei der Feststoffhydrolyse gebildete Säuren direkt zu Biogas (30) umwandelt. Ihre Aktivität wird maßgeblich durch den pH-Wert der Hydrolysestufe bestimmt.

Entspricht der Abbau der gebildeten Säuren durch die methanogenen Mikroorganismen der Produktionsrate an Säuren durch die hydrolytischen Mikroorganismen, so bleibt im Reaktor der pH-Wert konstant.

Steigt bei dieser Verfahrensführung durch eine zu hohe Aktivität der methanogenen Mikroorganismen der pH-Wert im Reaktor 2 für eine optimale Feststoffhydrolyse zu stark an, kann durch die direkte Zugabe des versäuerten Gemisches (12) der pH-Wert wieder auf einen optimalen Wert gesenkt werden.

Sinkt bei vollständiger Zufuhr des versäuerten Gemisches aus Reaktor 1 zu FFT 4 dagegen der pH-Wert in Reaktor 2 zu stark, können durch eine Rezirkulation des Inhalts von Reaktor 2 (13) gebildete Säuren abgeführt werden. Das Ersetzen der abgeführten Flüssigphase durch Methanisierungsablauf (22) erhöht die Pufferkapazität und begünstigt den direkten Abbau der gebildeten Säuren in der Feststoffhydrolyse (Reaktor 2).

Der Austrag aus der Feststoffhydrolyse (15) erfolgt in Abhängigkeit der notwendigen Feststoffverweilzeit in Reaktor 2. Es wird der FFT 5 zugeführt und entwässert. Die Feststoffe (16) werden ausgeschleust und die Flüssigphase (21) wird der Methanisierung (Reaktor 3) zugeführt.

In der Methanisierung werden die mit den Flüssigphasen aus der Fest/Flüssig-Trennung (20 und 21) zugeführten gelösten Substanzen in Biogas (31) umgewandelt. Ein Teil des produzierten Kohlendioxids wird dabei in der Flüssigphase absorbiert. Dadurch hat der Methanisierungsablauf eine erhebliche Karbonatpufferkapazität. Diese wird zur pH-Wertanhebung in der Feststoffhydrolyse ausgenutzt.

Wird mit dem Input (10) mehr Wasser eingetragen als mit den Strömen Reststoffe (16) und Biogas (30 und 31) ausgebracht wird, ist ein Teil des Methanisierungsablaufs als Überschußwasser (23) auszuschleusen. Ist dagegen der Wassergehalt des Inputs zu niedrig, muß dieser entsprechend erhöht werden, um die Wasserverluste mit den Strömen 16, 30 und 31 zu ersetzen.

Über das Verhältnis von rückgeführtem Methanisierungsablauf (22) zu abgeführter Flüssigphase (20) kann die Feststoffkonzentration in der Feststoffhydrolyse gesteuert werden. Wird für das zu behandelnde Gemisch im Hydrolysereaktor die jeweils optimale Feststoffkonzentration eingestellt, führt dies zur Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit. Folglich kann die Verweilzeit und somit das Reaktorvolumen der Hydrolysestufe reduziert werden.

Verläuft die Versäuerung der leicht vergärbaren Substanzen in der Versäuerungsstufe nicht vollständig, wird ein Teil dieser Substanzen mit dem Feststoffstrom (14) in die Feststoffhydrolyse eingetragen. Dadurch kann die Hydrolyse der Feststoffe in Reaktor 2 gehemmt werden. Dieser kann durch eine diskontinuierliche Beschickung der Hydrolysestufe begegnet werden. Dabei müssen die Beschickungspausen so lang gewählt werden, daß in dieser Zeit die in Reaktor 2 eingetragenen leicht vergärbaren Substanzen weitgehend versäuert sind und danach noch genügend Zeit für eine weitgehende Hydrolyse der Feststoffe zur Verfügung steht.

Durch eine diskontinuierliche Beschickung der Feststoffhydrolyse (Reaktor 2) aus der Versäuerung (Reaktor 1) kann das zweite Aggregat zur Fest/Flüssig-Trennung (FFT 1) eingespart werden. In diesem Fall erfolgt der Austrag der Feststoffhydrolyse über FFT 1.

In diesem Fall dient der Reaktor 1 außer der Versäuerung auch der Speicherung des Inputs. Der diskontinuierliche Betrieb der Feststoffhydrolyse erfolgt in drei Phasen.

In Phase 1 wird die Feststoffhydrolyse mit einer vorgegebenen Menge an versäuertem Gemisch (11,12) beschickt. Die Verteilung auf 11 oder 12 erfolgt dabei gemäß dem im Reaktor 2 einzustellenden pH-Wert. Entsprechend einem vorgegebenen Verhältnis wird ein Teil der zur Methanisierung abgeführten Flüssigphase 20 durch Rückführung des Methanisierungsablaufs ersetzt.

Steigt der pH-Wert über den Sollwert, wird der Anteil der direkt zugeführten Menge an versäuertem Gemisch (12) erhöht. Dadurch sinkt der pH-Wert im Reaktor 2.

Wird das ganze versäuerte Gemisch über die FFT dem Reaktor 2 zugeführt und der pH-Wert in der Feststoffhydrolyse ist zu niedrig, wird in einer Phase 2 Feststoffhydrolyseinhalt über die FFT rezirkuliert und ein Teil der produzierten Flüssigphase (20) durch Methanisierungsablauf ersetzt. Dadurch erfolgt die Anhebung des pH-Werts in Reaktor 2 auf den vorgegebenen Sollwert. Phase 2 kann entweder anschließend oder zeitgleich zu Phase 1 ablaufen.

Der Austrag aus Reaktor 2 erfolgt in Phase 3, die sich zeitlich an die Phasen 1 und 2 anschließt. Dabei werden die entwässerten Feststoffe nicht wie in Phase 2 in die Feststoffhydrolyse zurückgeführt, sondern aus dem Prozeß ausgeschleust.

Wie entscheidend der pH-Wert des Reaktors 2 das Ergebnis der Feststoffhydrolyse beeinflusst ist aus Tabelle 1 ersichtlich. Diese Versuchsergebnisse wurden bei der Verwertung von Bioabfall aus der getrennten Sammlung von Siedlungsabfällen in einer halbtechnischen Pilotanlage ermittelt, mit der die hier beschriebene Verfahrensführung realisiert wurde. pH-Wert-Änderungen um 0,3 Einheiten führen schon zu einer deutlichen Reduzierung der Feststoffhydrolyse.

In Reaktor 1 können diese Bedingungen wegen der unkontrollierten Versäuerung nicht eingehalten werden. Der pH-Wert liegt deutlich unter dem Optimum der Feststoffhydrolyse, und bei Schwankungen um 1,5 Einheiten ist die erforderliche pH-Wert-Konstanz nicht möglich.

Der optimale pH-Wert der Feststoffhydrolyse wird maßgeblich von der Zusammensetzung der zu hydrolysierenden Substanzen bestimmt. Liegt für das Gemisch "Bioabfall" das PH-Optimum bei 6,4 (Tabelle 1), wurde die Cellulosefraktion des Bioabfalls bei einem pH-Wert von 6,9 besser hydrolysiert (Tabelle 2).

Vergleicht man die mit der dargestellten Verfahrensführung bei der Verwertung von Bioabfall erzielten Ergebnisse (Tabelle 3) mit in der Literatur berichteten Leistungen zur anaeroben Vergärung von Bioabfall, verdeutlicht sich die Überlegenheit des erfindungsgemäßen mehrstufigen Verfahrens mit pH-Wert gesteuerter Feststoffhydrolyse. Bei kürzerer Verweilzeit wird eine höhere Abbaurate erreicht. Da in der Literatur die Bezüge der Verweilzeiten unterschiedlich sind, wurden für Tabelle 3 die angegebenen Verweilzeiten auf eine einheitliche Bezugsgröße umgerechnet.

Die maschinentechnische Ausführung des Verfahrens ist den spezifischen Eigenschaften der zu behandelnden Substrate anzupassen.

Der Reaktor 1 kann entsprechend der Rheologie, des Versäuerungsgrads und der Kinetik der Versäuerung des Inputs (10) als vollständig durchmischter Reaktor oder einfacher Behälter ausgeführt werden. Reaktor 2 ist entweder als durchmischter oder Kaskade von mehreren Reaktoren oder als plug-flow Reaktor auszuliegen. Als Reaktor 3 wurden verschiedene Reaktortypen getestet. Dabei erbrachten Festbettreaktoren bessere Ergebnisse als UASB und Kontaktschlammreaktoren. Auch eine Kaskade von mehreren Reaktoren ist möglich. Reaktor 2 und Reaktor 3 sind beide gasdicht ausgeführt, um eine quantitative Erfassung des produzierten Biogases sicherzustellen. In Tabelle 4 ist die Gaszusammensetzung der beiden Reaktoren angegeben. Der Methangehalt im Reaktor 2 wird stark vom pH-Wert beeinflusst. Je niedriger der pH-Wert um so geringer ist der Methangehalt.

Erfindungsgemäß ist somit auch an der Stelle je eines einzelnen Hydrolyse- bzw. Methanreaktors eine Kaskade, d.h. mehrere solcher Hydrolyse- bzw. Methanreaktoren bevorzugt einsetzbar.

Alle drei Reaktoren können im mesophilen als auch im thermophilen Temperaturbereich betrieben werden. Für Reaktor 1 ist auch der psychrophile Temperaturbereich möglich.

Je nach Korngrößenverteilung und Trennverhalten der Feststoffe können zur Fest/Flüssig-Trennung von 11, 13 und 15 Siebe, Filter, Filterpressen, Schneckenpressen, Zentrifugen oder Dekanter eingesetzt werden.

Die Messung des pH-Werts der Feststoffhydrolyse erfolgt entweder im Reaktor 2 oder in der Leitung zur FFT 4 (14). Aufgrund der besseren Zugänglichkeit ist die Leitung dem Reaktor vorzuziehen. Die Dosierung des versäuerten Gemischs (11,12) in den Reaktor 2 und zur FFT 4 erfolgt mittels Pumpen. Die Förderleistungen dieser Pumpen werden in Abhängigkeit des pH-Werts in Reaktor 2 geregelt. Soll sein pH-Wert gesenkt werden, ist der Förderstrom in 11 zu reduzieren, und der Förderstrom in 12 um den entsprechenden Betrag zu erhöhen. Zur Anhebung des pH-Werts im Reaktor 2 wird als erste Maßnahme die Fördermenge in 11 erhöht und entsprechend in 12 gesenkt. Wird das versäuerte Gemisch vollständig der FFT 4 zugeführt und der pH-Wert im Reaktor 2 ist noch zu tief, wird der Förderstrom in 13 erhöht.

Die Feststoffphase der FFT 4 gelangt entweder durch Gravitation (hierzu muß FFT 4 oberhalb des Reaktors 2 angeordnet sein) oder mittels eines Förderaggregats, z.B. Feststoffpumpe, in die Feststoffhydrolyse. Zur Entschärfung dieses Förderproblems kann der zu rezirkulierende Methanisierungsablauf (22) direkt der Feststoffphase zugemischt und anschließend in Reaktor 2 gefördert werden.

Der Feststoffgehalt im Reaktor 2 wird durch ein entsprechendes Volumenverhältnis von zurückgeführtem Methanisierungsablauf (22) zu abgeführter Flüssigphase (20) eingestellt. Mittels Durchflußmessung in 20 wird das abgeführte Volumen bestimmt und entsprechend dem empirisch ermittelten Volumenverhältnis der Förderstrom in 22 eingestellt.

Ist allein eine Steuerung des pH-Wertes in der Feststoffhydrolyse maßgebend und/oder soll aus betriebstechnischen Gründen der maschinen- und steuerungstechnische Aufwand reduziert werden, kann die erfindungsgemäße Verfahrensführung und -steuerung vereinfacht werden (siehe Fig. 6 und Fig. 7). Diese Verfahrensführung ermöglicht eine exakte Steuerung des pH-Wertes in der Feststoffhydrolyse und in Abhängigkeit der Durchmischung der Feststoffhydrolyse auch die Steuerung ihres Feststoffgehaltes.

In einer weiteren bevorzugten Ausführungsform der Erfindung wird demnach das versäuerte Gemisch 12 vollständig der Feststoffhydrolyse zugeführt. Ein entsprechendes Volumen an Gemisch 13 wird aus dem Reaktor 2 zur Methanisierung geleitet. Überschüssiges Gemisch aus der Methanisierung 15 wird einer Fest/Flüssig-Trennung (FFT 6) zugeführt und Reststoffe 16 sowie Überschußwasser 23 getrennt aus dem Prozeß ausgeschleust.

Diese weitere, vereinfachte Ausführungsform der Erfindung verläuft somit ebenfalls in drei Stufen. Das feststoffhaltige Substrat wird in einem Reaktor 1 versäuert, dieses versäuerte Gemisch einem Reaktor 2 zur

Hydrolysierung zugeführt und das hydrolysierte Gemisch anschließend einem Reaktor 3 zugeleitet, in welchem eine Methanisierung stattfindet. Erst das aus dem Reaktor 3 abgeleitete methanisierte Gemisch wird bevorzugt einer Fest/Flüssig-Trennung zugeführt. Eine Fest/Flüssig-Trennung zwischen dem Reaktor 1 und 2 und dem Reaktor 2 und 3 erfolgt nicht.

- 5 In dieser Ausführungsform der Erfindung entfallen die Trennvorrichtungen FFT 4 und FFT 5, d.h. ein Fest/Flüssig-Gemisch wird aus dem Reaktor 1 in den Reaktor 2 und von dort in den Reaktor 3 überführt. Erst das aus dem Reaktor 3 abgeleitete methanisierte Gemisch wird bevorzugt in eine Feststofffraktion und eine Flüssigstofffraktion getrennt.

- Auch diese vereinfachte Ausführungsform der Erfindung ermöglicht eine pH-Wert-Steuerung, d.h. die
10 pH-Werte der Reaktoren 2 und 3 können durch die Regelelemente P12, P13 und P22 gesteuert werden (vgl. Fig. 7).

Die pH-Wert-Steuerung erfolgt im einzelnen bevorzugt wie folgt:

- Sinkt der pH-Wert im Reaktor 2 aufgrund der Menge an zugeführten oder im Reaktor gebildeten Säuren unter den optimalen Wert, wird zusätzlich Gemisch aus der Feststoffhydrolyse 13 der Methanisierung
15 zugeführt und ein entsprechendes Volumen an methanisierendem Gemisch 22 in die Feststoffhydrolyse zurückgeführt. Dadurch werden methanogene, d.h. säureverwertende Mikroorganismen und Pufferkapazität der Feststoffhydrolyse zugeführt. Folglich steigt der pH-Wert im Reaktor 2.

- Steigt der pH-Wert im Reaktor 2 zu weit, wird die Fördermenge an Gemisch aus der Methanisierung in die Feststoffhydrolyse 22 reduziert. Um den gleichen Betrag wird auch die Fördermenge an Gemisch von der Feststoffhydrolyse in die Methanisierung 13 verringert. Ist die Fördermenge von P22 Null und der pH-Wert im Reaktor 2 noch zu hoch, wird die Fördermenge an versäuertem Gemisch in die Feststoffhydrolyse P 12 erhöht. Ein Regelschema für die vereinfachte Verfahrensführung ist Fig. 7 zu entnehmen.

- Der Feststoffgehalt in der Feststoffhydrolyse wird durch den Durchmischungsgrad des Reaktors (vollständig oder unvollständig) und Sedimentation bzw. Flotation der Feststoffe gesteuert. Der geringste
25 Feststoffgehalt im Reaktor 2 stellt sich durch seine vollständige Durchmischung ein. Läßt man die Ausbildung eines Schlammбетtes oder einer Schwimmdecke zu, kann die mittlere Feststoffkonzentration im Reaktor erhöht werden. Je mächtiger das Schlammбетт oder die Schwimmdecke, desto höher die mittlere Feststoffkonzentration im Reaktor. Die Mächtigkeit des Schlammбетtes oder der Schwimmdecke werden durch die Intensität der Durchmischung des Reaktors gesteuert.

- 30 Die Vorrichtung der vereinfachten Verfahrensführung ist aus Fig. 6 zu entnehmen.

Im wesentlichen weist diese Vorrichtung einen ersten Reaktor 1 für die Versäuerung der organischen Substanzen, einen zweiten Reaktor 2 für die Feststoffhydrolyse der angesäuerten organischen Substanzen und einen Reaktor 3 für die Methanisierung der organischen Substanzen auf.

- Am Reaktor 1 ist ein Einlaß 10 angebracht, über welchen dieser mit den zu bearbeitenden organischen
35 Substanzen beschickt wird.

Mit einem kommunizierenden Element 12, welches aus einer Leitung, einem Kanal oder ähnlichem bestehen kann, ist der Reaktor 1 mit dem Reaktor 2 verbunden.

- Der Reaktor 2 ist durch das kommunizierende Element 13 mit dem Reaktor 3 verbunden. Der Reaktor 3 ist wiederum mit dem Reaktor 2 durch das kommunizierende Element 22 verbunden. Über Steuerungselemente (P12, P13, P22) ist die Zuführung bzw. Rückführung der gelösten und nicht gelösten Stoffe und
40 damit auch der pH-Wert im Reaktor 2 und im Reaktor 3 steuerbar.

Über die Fest/Flüssig-Trennvorrichtung 6, die über das kommunizierende Element 15 mit dem Reaktor 3 verbunden ist, wird der Methanisierungsablauf in die festen Feststoffe und das flüssige Überschußwasser aufgetrennt.

- 45 Die Reaktoren 2 und 3 weisen weiterhin abführende Elemente 30, 31 für die Entnahme von Gasen auf.

Das erfindungsgemäße Verfahren und die erfindungsgemäße Vorrichtung ermöglichen beispielsweise sowohl einen thermophilen als auch einen mesophilen Betrieb, wobei beispielsweise völdurchmischte Reaktoren, aber auch andere, dem Fachmann bekannte Reaktoren verwendbar sind.

- Im Vergleich zum PAQUES-Verfahren und der in den Figuren 1 - 3 beschriebenen Verfahrensführung weist die in den Figuren 6 und 7 beschriebene vereinfachte Verfahrensführung folgende Vorteile auf:

Im Prozeß ist keine mechanische Fest/Flüssig-Trennung notwendig. Diese zeigt sich bei vielen Substraten als äußerst problematisch; entweder ist die Durchsatzleistung der Aggregate zu gering, oder der Feststoffrückhalt ungenügend oder die Betriebskosten durch Einsatz von Hilfsmitteln zu hoch.

- Im beschriebenen Verfahren können alle drei Reaktoren als völdurchmischte Reaktoren ausgelegt
55 werden. Diese sind unempfindlicher gegenüber Kalkablagerungen. Bei thermophilem Betrieb entfällt die hygienisierende Stufe. Der steuerungstechnische Aufwand ist deutlich reduziert.

Patentansprüche

1. Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse für die anschließende Biomethanisierung, mit pH-Wert-Steuerung, bei welchem die
5 einem ersten Reaktor (1) zugeführten gelösten und/oder nichtgelösten organischen Substanzen in diesem Reaktor (1) zumindest einer Versäuerung unterzogen werden, der Hauptteil der dem ersten Reaktor (1) entnommenen nichtgelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen einem zweiten Reaktor (2) für die Durchführung zumindest einer Feststoffhydrolyse zugeführt wird, und der Hauptteil der gelösten zumindest angesäuerten organischen Substanzen aus dem ersten Reaktor (1)
10 und aus dem zweiten Reaktor (2) einem dritten Reaktor (3) für die Durchführung zumindest einer Methanisierung zugeführt wird.
2. Verfahren nach Anspruch 1,
dadurch gekennzeichnet,
15 daß ein Hauptteil der dem ersten Reaktor (1) entnommenen organischen Substanzen einer Trennung in eine Feststofffraktion, welche im wesentlichen die nichtgelösten organischen Substanzen enthält, und in eine Flüssigfraktion, welche im wesentlichen die gelösten organischen Substanzen enthält, unterzogen wird.
- 20 3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2,
dadurch gekennzeichnet,
daß dem Reaktor (1) gelöste und nichtgelöste organische Substanzen entnommen und zur Steuerung, insbesondere zur Senkung, des pH-Wertes dem zweiten Reaktor (2) zugeführt werden.
- 25 4. Verfahren nach Anspruch 1, 2 oder 3,
dadurch gekennzeichnet,
daß dem zweiten Reaktor (2) gelöste und nichtgelöste organische Substanzen entnommen wird und von diesen zumindest ein Teil der gelösten organischen Substanzen dem dritten Reaktor (3) zur Steuerung, insbesondere zur Erhöhung, des pH-Wertes des zweiten Reaktors (2) zugeführt werden,
30 wobei der restliche Teil der entnommenen organischen Substanzen dem Reaktor (2) wieder zurückgeführt wird.
5. Verfahren nach Anspruch 1, 2, 3 oder 4,
dadurch gekennzeichnet,
35 daß die Pufferkapazität erhöht wird und der Feststoffgehalt im zweiten Reaktor (2), dadurch gesteuert wird, daß dem dritten Reaktor (3) ein feststoffarmer Stoffstrom entnommen und dem zweiten Reaktor (2) zugeführt wird.
6. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche,
40 dadurch gekennzeichnet,
daß die pH-Wert-Steuerung über die Stellglieder P11, P12, P13 und/oder P22 erfolgt.
7. Verfahren nach einem oder mehreren der vorstehenden Ansprüche,
dadurch gekennzeichnet,
45 daß überschüssiges Wasser dem dritten Reaktor (3) entnommen wird und dadurch das Verhältnis des dem ersten Reaktor (1) mit den organischen Substanzen zugeführten Wassers zu dem dem zweiten und dem dritten Reaktor (2, 3) entnommenen Wasser kompensiert wird.
8. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche,
50 dadurch gekennzeichnet,
daß im zweiten Reaktor (2) zusätzlich zur Feststoffhydrolyse eine Methanisierung vorgenommen wird und dem zweiten Reaktor (2) und dem dritten Reaktor (3) Biogas, insbesondere Methangas, entnommen wird.
- 55 9. Verfahren nach einem oder mehreren der vorstehenden Ansprüche,
dadurch gekennzeichnet,
daß der erste Reaktor (1) kontinuierlich oder diskontinuierlich mit organischen Substanzen beschickt wird und von dem zweiten Reaktor (2) kontinuierlich gelöste organische Substanzen dem dritten

Reaktor (3) zugeführt werden und kontinuierlich dem zweiten Reaktor (2) Reststoffe entnommen werden, wobei die Reststoffe vorzugsweise durch Trennung der nichtgelösten organischen Substanzen von den gelösten organischen Substanzen nach der Entnahme aus dem zweiten Reaktor (2) vor der Beschickung des dritten Reaktors (3) gewonnen werden.

5

10. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß der erste Reaktor (1) kontinuierlich oder diskontinuierlich mit organischen Substanzen beschickt wird und der zweiten Reaktor (2) diskontinuierlich beschickt und ihm diskontinuierlich Reststoffe entnommen werden.

10

11. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß zur pH-Wert-Absenkung folgende Schritte ausgeführt werden:

15

- a) die Rückführung (13) des Inhalts aus Reaktor (2) zur FFT (4) durch Verringern der Fördermenge von P13 verringert wird;
- b) die Rückführung (22) des Methanisierungsablaufs zu Reaktor (2) entsprechend dem vorgegebenen Verhältnis verringert wird;
- c) durch die Schritte a) und b) der Feststoffgehalt in Reaktor (2) konstant gehalten und hierdurch die pH-Wert-Absenkung verstärkt wird.

20

12. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß, wenn die Fördermenge von P13 minimal oder Null ist, zur weiteren pH-Wert-Absenkung folgende Schritte ausgeführt werden:

25

- a) versäuertes Gemisch wird über (12) direkt dem Reaktor (2) zugeführt,
- b) die Zufuhr aus (11) wird gesenkt,
- c) die Fördermenge von P12 wird erhöht,
- d) die Fördermenge von P11 wird entsprechend gesenkt und
- e) durch Anpassung der Fördermenge von P22 an die produzierte Flüssigphase (F20) entsprechend dem vorgegebenen Verhältnis wird der Feststoffgehalt im Reaktor (2) konstant gehalten.

30

13. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet,

35

- daß zur Anhebung des pH-Werts folgende Schritte durchgeführt werden:
- a) die Zufuhr des versäuerten Gemisches über (11) wird erhöht und die von (12) entsprechend gesenkt;
 - b) die Fördermenge von P11 wird erhöht und die von P12 entsprechend gesenkt;
 - c) die Zufuhr von Methanisierungsablauf (22) wird entsprechend erhöht, um die Feststoffkonzentration im Reaktor (2) konstant zu halten.

40

14. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß zur weiteren Anhebung des pH-Wertes folgende Schritte ausgeführt werden:

45

- a) die Fördermenge von P13 und P22 über die Leitungen (13 und 22) wird erhöht;
- b) die Rückführung des Methanisierungsablaufs wird an die produzierte Filtratmenge (F20) angepaßt;
- c) durch a) und b) wird die Feststoffkonzentration in Reaktor (2) konstant gehalten.

15. Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse für die anschließende Biomethanisierung, mit pH-Wert-Steuerung, bei welchem die einem ersten Reaktor (1) zugeführten gelösten und/oder nichtgelösten organischen Substanzen in diesem Reaktor (1) zumindest einer Versäuerung unterzogen werden, das versäuerte, die festen und die flüssigen organischen Substanzen enthaltende Gemisch im wesentlichen vollständig einem zweiten Reaktor (2) zur Durchführung zumindest einer Feststoffhydrolyse zugeführt wird, und das dem Reaktor (2) entnommene, feste und flüssige Bestandteile enthaltende, zumindest partiell hydrolysierte Gemisch im wesentlichen vollständig einem dritten Reaktor (3) zur Durchführung zumindest einer Methanisierung zugeführt wird.

50

55

16. Verfahren nach Anspruch 15,
dadurch gekennzeichnet,
daß überschüssiges Gemisch aus der Methanisierung (15) einer Fest/Flüssig-Trennvorrichtung (6)
zugeführt wird, wodurch Reststoffe (16) und Überschußwasser (23) getrennt aus dem Verfahren
ausgeschleußt werden.
17. Verfahren nach Anspruch 15 oder 16,
dadurch gekennzeichnet,
daß die pH-Wert-Steuerung über die Stellglieder P12, P13 und/oder P22 erfolgt.
18. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 15 - 17,
dadurch gekennzeichnet,
daß zur pH-Wert-Anhebung im Reaktor (2) die nachfolgenden Schritte ausgeführt werden:
a) Abführung von zusätzlichem Gemisch aus der Feststoffhydrolyse (13) in den Reaktor (3)
b) Rückführung einer entsprechenden Menge an methanisiertem Gemisch (22) in den Reaktor (2).
19. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 15 - 18,
dadurch gekennzeichnet,
daß zur pH-Wert Absenkung im Reaktor (2) die nachfolgenden Schritte ausgeführt werden:
a) Verringerung der Menge des aus dem Reaktor (3) in den Reaktor (2) abgeführten Gemisches
(22)
b) Verringerung des aus dem Reaktor (2) in den Reaktor (3) abgeführten Gemisches (13) in
entsprechender Menge.
20. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 15 - 19,
dadurch gekennzeichnet,
daß zur weiteren pH-Wert Absenkung im Reaktor (2) die Fördermenge an versäuertem Gemisch (12) in
den Reaktor (2) erhöht wird.
21. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 15 - 20,
dadurch gekennzeichnet,
daß der Feststoffgehalt über den Durchmischungsgrad des Reaktors (2) gesteuert wird, wobei
a) bei vollständiger Durchmischung der Feststoffgehalt vermindert oder
b) bei abnehmender Durchmischung der Feststoffgehalt erhöht werden kann.
22. Verfahren nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 15 - 21,
dadurch gekennzeichnet,
daß im zweiten Reaktor (2) zusätzlich zur Feststoffhydrolyse eine Methanisierung vorgenommen wird
und dem zweiten Reaktor (2) und dem dritten Reaktor (3) Biogas, insbesondere Methangas, entnom-
men werden.
23. Vorrichtung zur Durchführung eines Verfahrens nach einem oder mehreren der Ansprüche 15 - 22,
dadurch gekennzeichnet,
daß ein erster mit einer Zuführung (10) versehener Reaktor (1) über ein kommunizierendes Element
(12) mit einem zweiten Reaktor (2), und dieser zweite Reaktor über kommunizierende Elemente (13,
22) mit einem dritten Reaktor (3) verbunden ist.
24. Vorrichtung nach Anspruch 23,
dadurch gekennzeichnet,
daß der Reaktor (3) über ein kommunizierendes Element (15) mit einer Fest/Flüssig-Trennvorrichtung
(6) verbunden ist.
25. Vorrichtung nach Anspruch 23 oder 24,
dadurch gekennzeichnet,
daß zur pH-Wert-Steuerung die Stellglieder P12, P13 und/oder P22 vorgesehen sind.
26. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 23 - 25,
dadurch gekennzeichnet,

daß am zweiten und dritten Reaktor (2, 3) Auslässe (30,31) für die Entnahme von Gasen angebracht sind.

27. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 23 - 26,
5 dadurch gekennzeichnet,
daß der Reaktor (2) ein durchmischer oder ein plug-flow-Reaktor ist.
28. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 23 - 27,
dadurch gekennzeichnet,
10 daß der Reaktor (3) ein durchmischer Reaktor ist.
29. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 23 - 28,
dadurch gekennzeichnet,
daß die Reaktoren (2) und/oder (3) kaskadenförmig ausgebildet sind.
- 15 30. Vorrichtung zur Durchführung eines Verfahrens nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 1 - 14,
dadurch gekennzeichnet,
daß ein erster mit einer Zuführung (10) versehener Reaktor (1) über kommunizierende Elemente (11,
20 14, 20) mit einem zweiten und einem dritten Reaktor (2, 3) verbunden ist, wobei kein Element zur Rückführung der Feststoffe in den Reaktor 1 vorgesehen ist.
31. Vorrichtung nach Anspruch 30,
dadurch gekennzeichnet,
25 daß die den ersten Reaktor (1) mit dem zweiten und dem dritten Reaktor (2, 3) verbindenden kommunizierenden Elemente (11, 14, 20) über eine Trennvorrichtung (4) für die Trennung gelöster und nichtgelöster Stoffe in eine Feststofffraktion und eine Flüssigfraktion miteinander verbunden sind.
32. Vorrichtung nach Anspruch 30 oder 31,
30 dadurch gekennzeichnet,
daß der erste Reaktor (1) über ein weiteres kommunizierendes Element (12) mit dem zweiten Reaktor (2) verbunden ist.
33. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 32,
35 dadurch gekennzeichnet,
daß der zweite Reaktor (2) über ein weiteres kommunizierendes Element (13) mit dem Element (11) verbunden ist.
34. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 33,
40 dadurch gekennzeichnet,
daß der dritte Reaktor (3) über ein weiteres kommunizierendes Element (22) mit dem zweiten Reaktor (2) direkt und/oder über das Element (14) verbunden ist.
35. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 34,
45 dadurch gekennzeichnet,
daß an dem dritten Reaktor (3) ein Auslaß (23) für die Entnahme von Wasser angeordnet ist.
36. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 35,
dadurch gekennzeichnet,
50 daß der zweite Reaktor (2) über ein kommunizierendes Element (15) mit einer Trennvorrichtung (5) für die Trennung gelöster und nichtgelöster Stoffe in eine Feststofffraktion und in eine Flüssigfraktion verbunden ist, wobei die Trennvorrichtung (5) mit dem Ausgang für die Flüssigfraktion über ein kommunizierendes Element (21) und/oder das Element (20) mit dem dritten Reaktor (3) verbunden ist und einen Auslaß (16) für Feststoffe aufweist.
- 55 37. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 36,
dadurch gekennzeichnet,
daß am zweiten und dritten Reaktor (2, 3) Auslässe (30, 31) für die Entnahme von Gasen angebracht

sind.

38. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 37,
dadurch gekennzeichnet,
5 daß der Reaktor (2) ein durchmischer oder ein plug-flow-Reaktor ist.

39. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 38,
dadurch gekennzeichnet,
10 daß der Reaktor (3) ein Festbettreaktor ist.

40. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 39,
dadurch gekennzeichnet,
15 daß die Reaktoren (2) und/oder (3) kaskadenförmig ausgebildet sind.

41. Vorrichtung nach einem oder mehreren der vorhergehenden Ansprüche 30 - 40,
dadurch gekennzeichnet,
20 daß zur pH-Wert-Steuerung die Stellglieder P11, P12, P13 und/oder P22 vorgesehen sind.

20

25

30

35

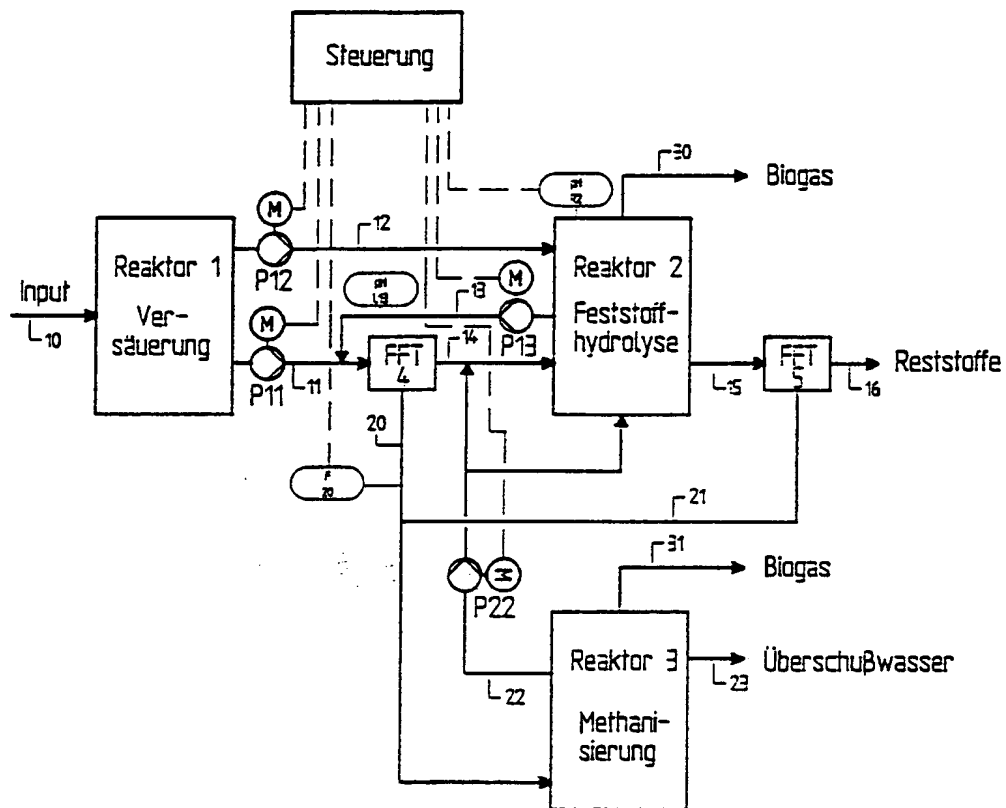
40

45

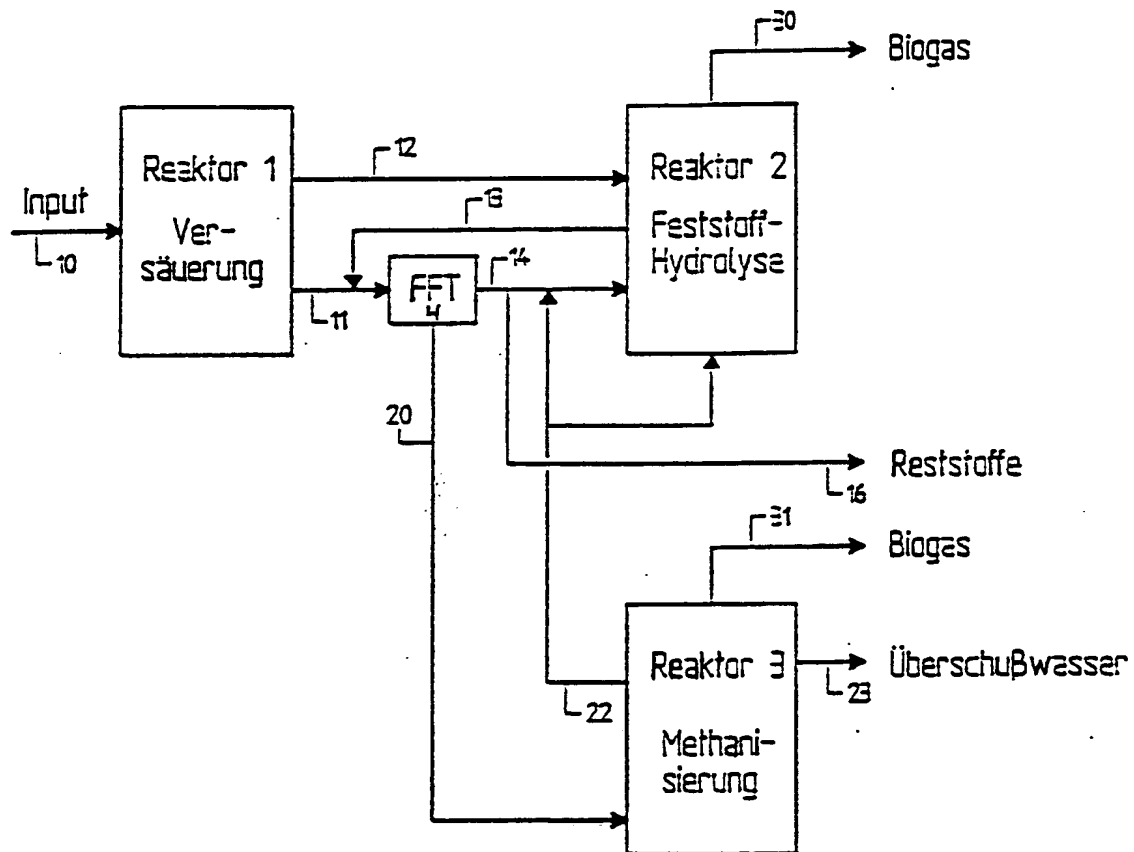
50

55

FIGUR 1 Blockdiagramm bei kontinuierlicher Beschickung der Feststoffhydrolyse



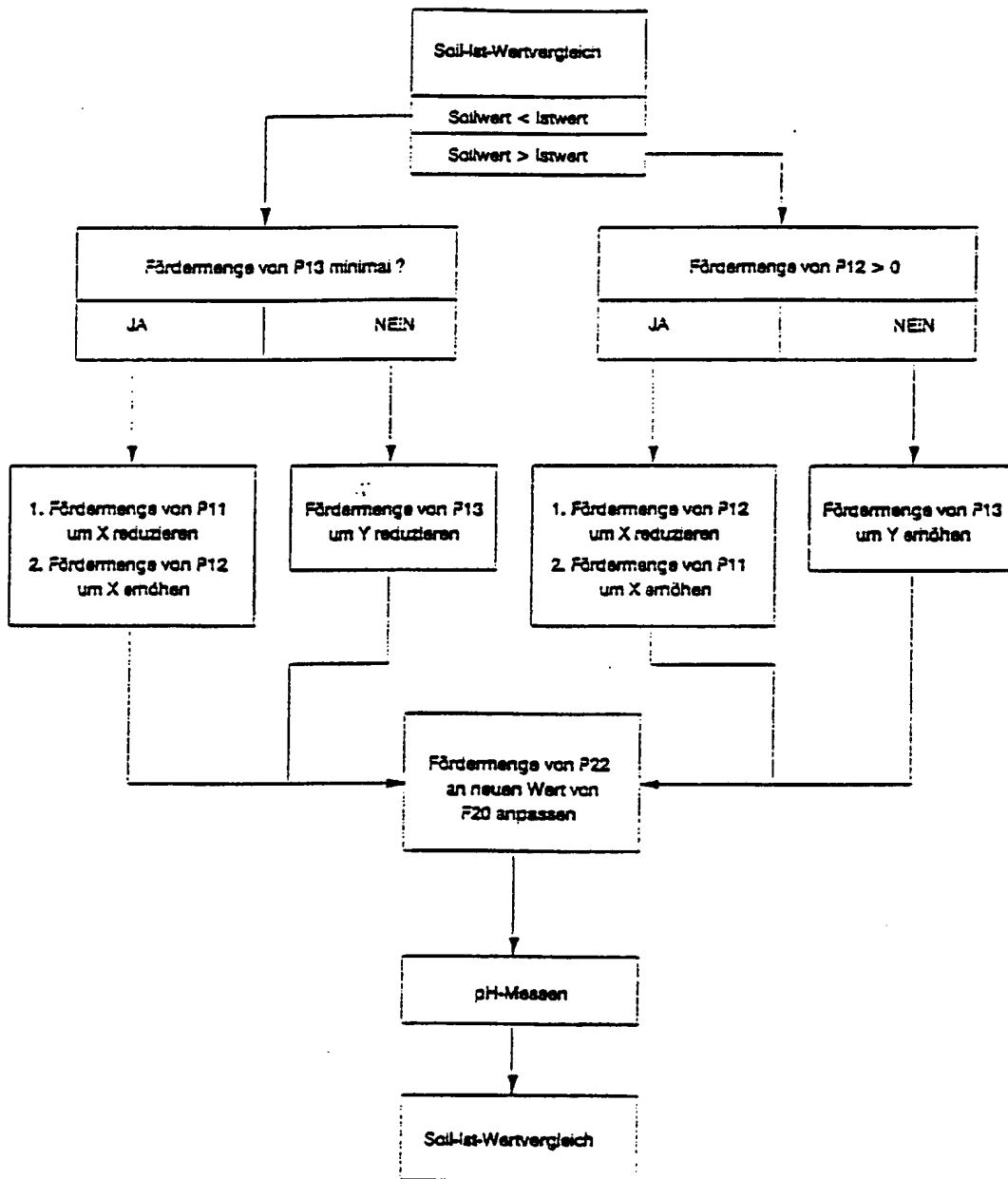
FIGUR 2



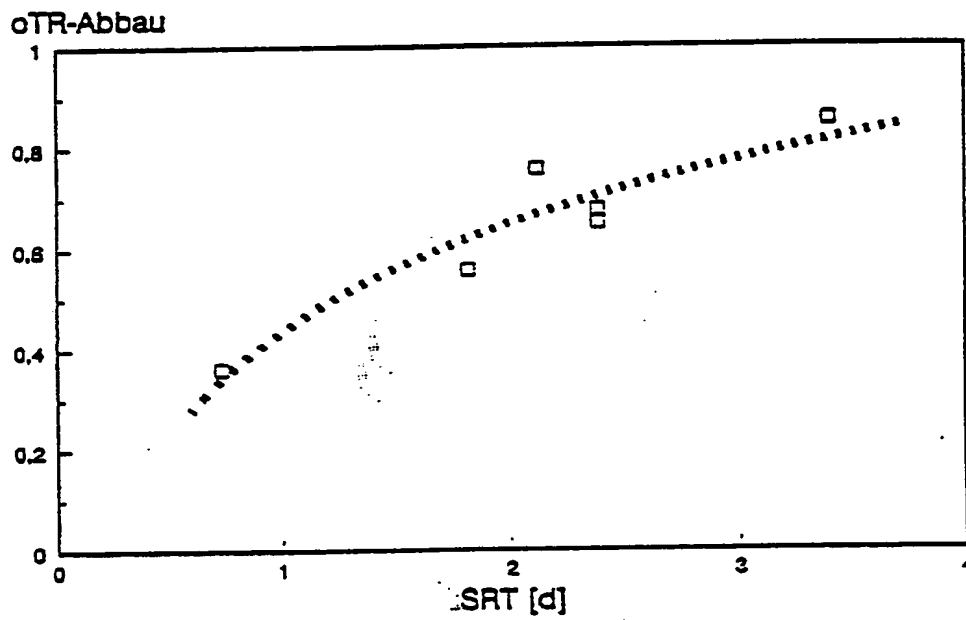
Blockdiagramm bei diskontinuierlicher Beschickung
der Feststoffhydrolyse

FIGUR 3

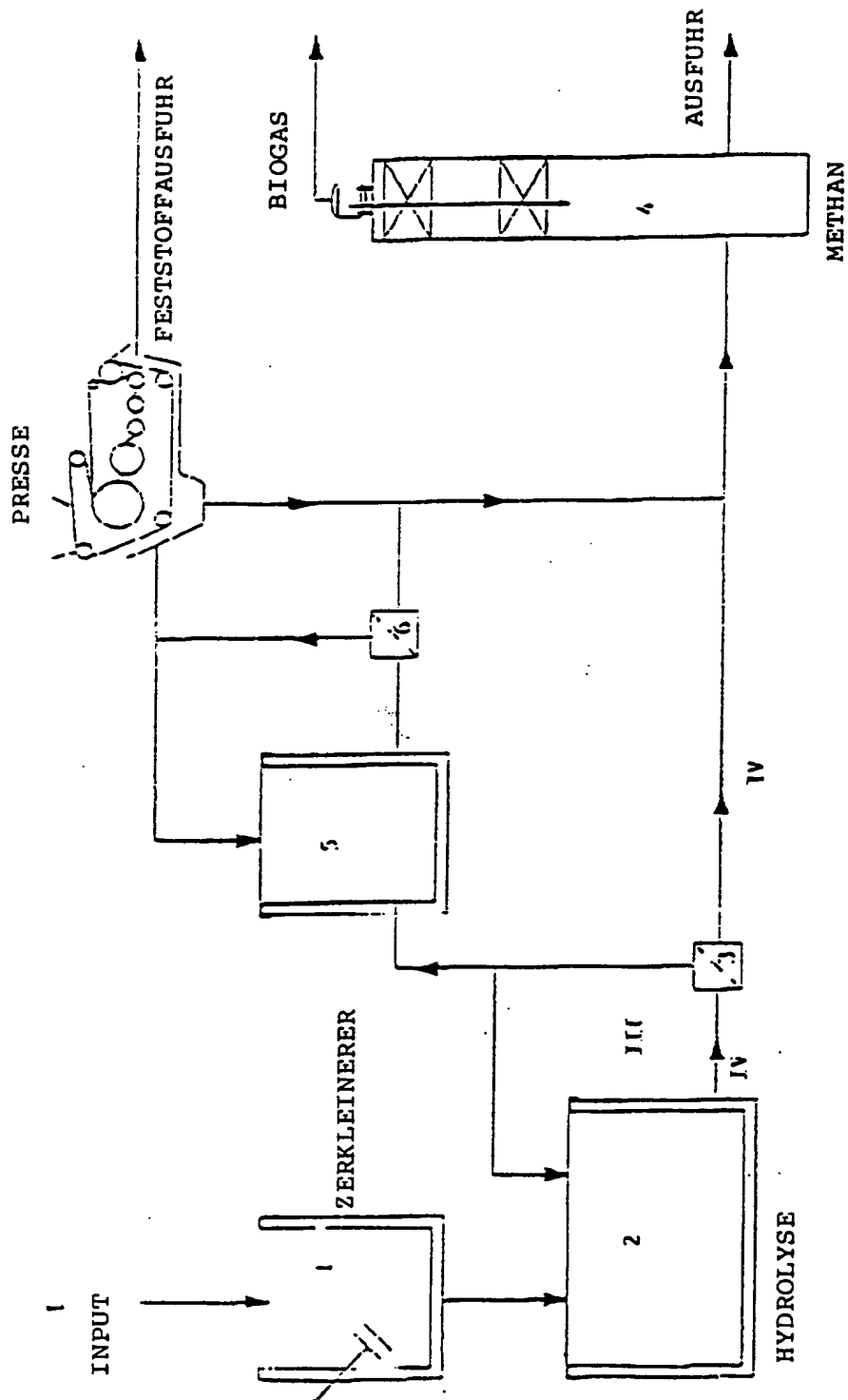
Regelschema für pH-Wert-Steuerung



FIGUR 4 Abbaugrad im Gesamtprozeß in Abhängigkeit von der Feststoffverweilzeit im Reaktor zur Feststoffhydrolyse

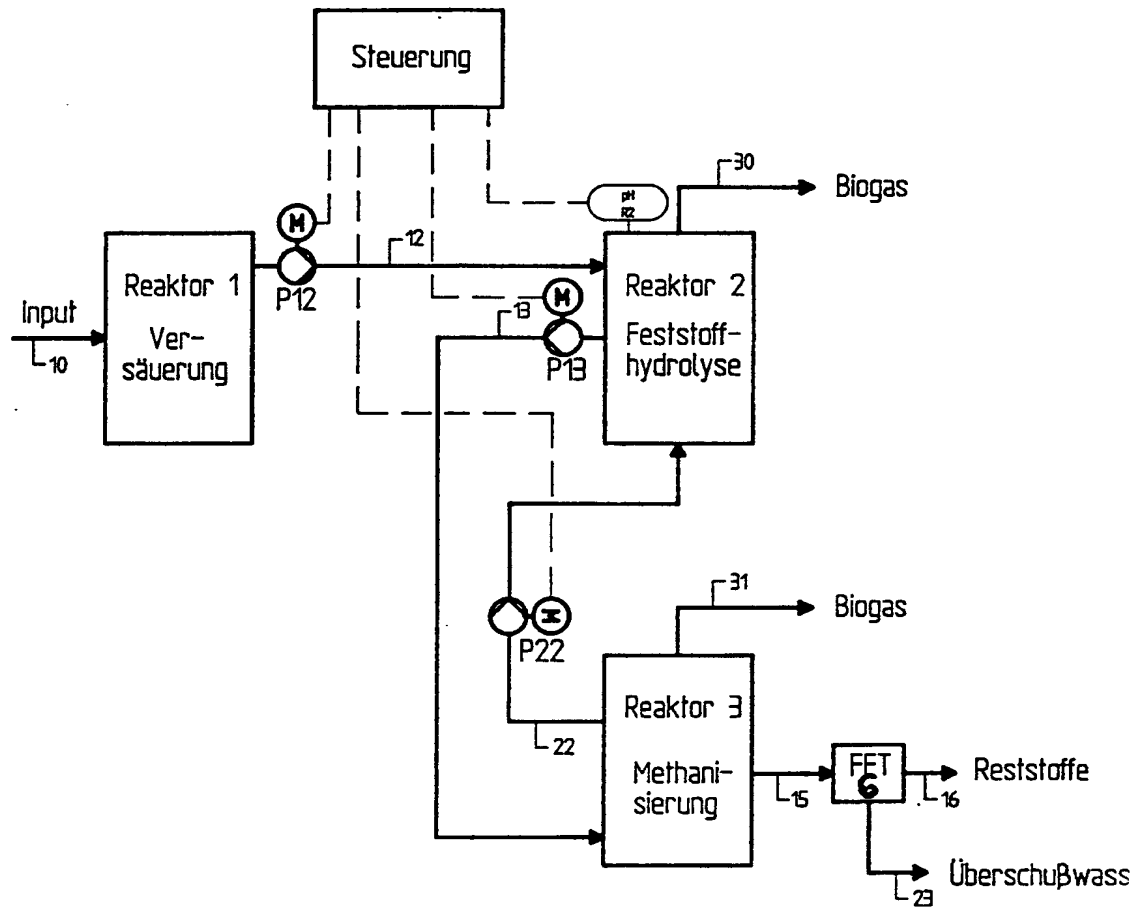


FIGUR 5



PAQUES

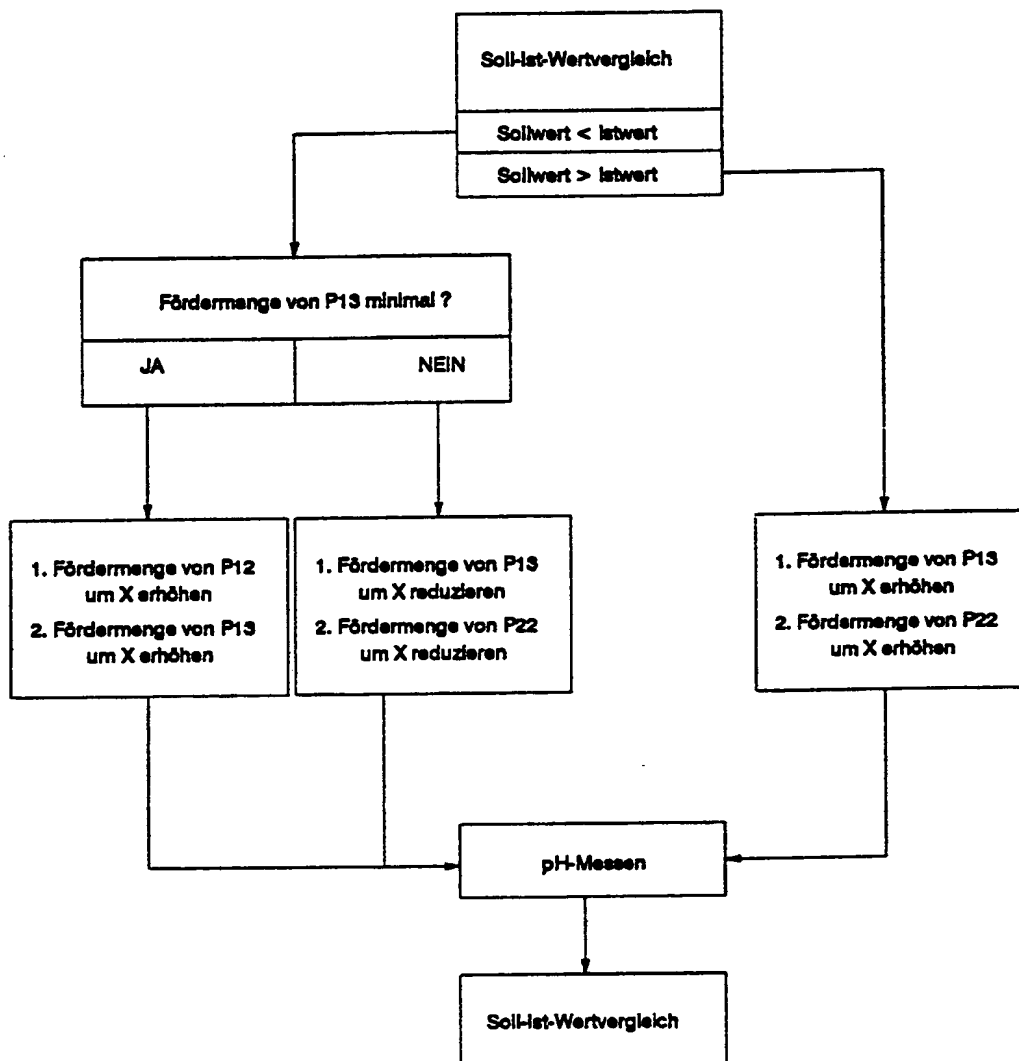
Figur 6



Blockdiagramm bei vereinfachter
Verfahrensführung

Figur 7

Regelschema für pH-Wertsteuerung bei vereinfachter Verfahrensführung





Europäisches
Patentamt

EUROPÄISCHER RECHERCHENBERICHT

Nummer der Anmeldung

EP 93 10 5946

EINSCHLÄGIGE DOKUMENTE			
Kategorie	Kennzeichnung des Dokuments mit Angabe, soweit erforderlich, der maßgeblichen Teile	Betrifft Anspruch	KLASSIFIKATION DER ANMELDUNG (Int. Cl.5)
A	PATENT ABSTRACTS OF JAPAN vol. 6, no. 122 (C-112)(1000) 7. Juli 1982 & JP-A-57 048 397 (EBARA INFILCO K. K.) 19. März 1982 * Zusammenfassung *	1	C02F3/28
A	US-A-4 318 993 (INSTITUTE OF GAS TECHNOLOGY) * Spalte 4, Zeile 49 - Spalte 5, Zeile 46; Abbildung *	1	
A	EP-A-0 048 675 (SOCIÉTÉ ENTREPRISE MÉTALLURGIQUE D'ARMOR) * Seite 12; Ansprüche 1,2,4,5; Abbildung 1 *	1	
D,A	EP-A-0 351 394 (VOEST-ALPINE MONTAGE GMBH) * Spalte 6; Ansprüche 1,4,5 *	1,3	
P,A	WO-A-9 213 084 (PAQUES) * Seite 4, Zeile 33 - Seite 6, Zeile 25; Abbildung *	1	
			RECHERCHIERTE SACHGEBIETE (Int. Cl.5)
			C02F
Der vorliegende Recherchenbericht wurde für alle Patentansprüche erstellt			
Recherchenort DEN HAAG		Abchlußdatum der Recherche 26 JULI 1993	Prüfer TEPLY J.
KATEGORIE DER GENANNTEN DOKUMENTE			
X : von besonderer Bedeutung allein betrachtet Y : von besonderer Bedeutung in Verbindung mit einer anderen Veröffentlichung derselben Kategorie A : technologischer Hintergrund O : mündliche Offenbarung P : Zwischenliteratur			
T : der Erfindung zugrunde liegende Theorien oder Grundsätze E : älteres Patentdokument, das jedoch erst am oder nach dem Anmeldedatum veröffentlicht worden ist D : in der Anmeldung angeführtes Dokument L : aus andern Gründen angeführtes Dokument & : Mitglied der gleichen Patentfamilie, übereinstimmendes Dokument			